



BAB II

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

Isopropylamine dapat dibuat dengan bermacam – macam proses dengan berbagai jenis bahan baku. Untuk mendapatkan rancangan yang feasible/layak maka perlu diadakan seleksi dengan proses yang ada meliputi harga bahan baku, investasi, dan biaya produksi, ROR dan POT.

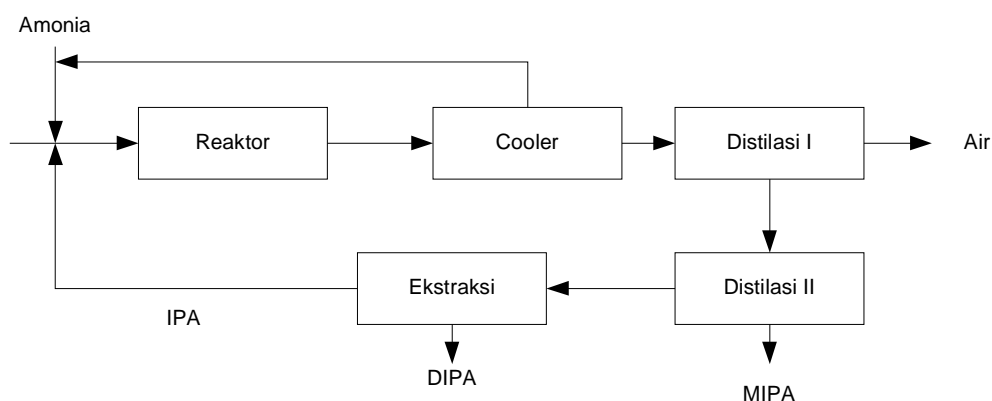
II.1. Macam Proses

Pembuatan monoisopropylamine (MIPA) secara komersial dikenal ada empat macam proses, yaitu :

1. Proses dengan bahan baku amonia dan isopropanol
2. Proses dengan bahan baku amonia, isopropanol, dan hidrogen
3. Proses dengan bahan baku amonia, aceton, dan hidrogen
4. Proses dengan bahan baku amonia dan isopropyl

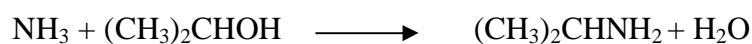
Pada prinsipnya keempat proses tersebut hampir sama, yaitu pada suhu dan tekanan tinggi dalam fase gas. Secara garis besar proses tersebut terdiri dari dua unit utama yaitu amonisasi dan purifikasi (distilasi). Unit amonisasi merupakan unit pembentukan MIPA, sedang unit purifikasi adalah unit pemisahan atau pemurnian.

II.1.1. Proses dengan bahan Baku Amonia dan Isopropanol



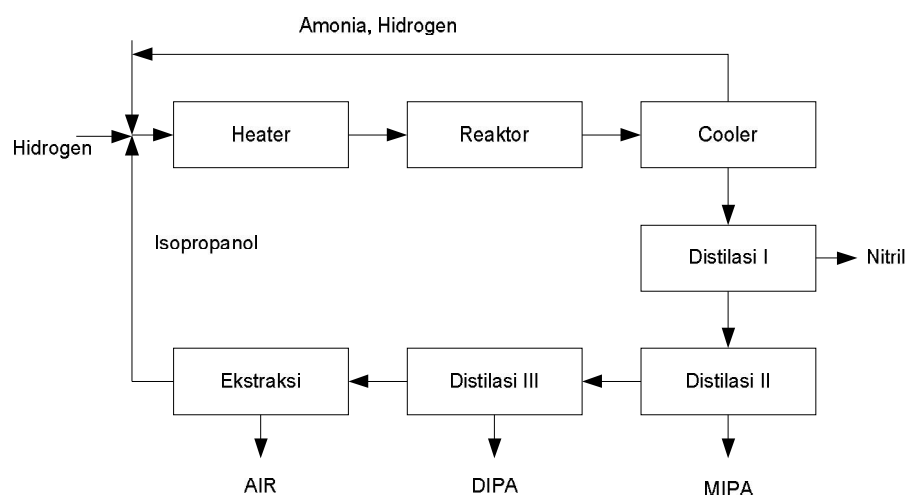
Proses ini terjadi pada fase gas dengan menggunakan katalis dehidrasi yaitu alumina. Reaksi dijalankan pada reaktor fixed multiple bed, pada suhu 300 – 500 °C dan tekanan 790 – 3500 kPa (100 – 500 psig) dengan kecepatan gas 500 – 1500 vol/vol/jam.

Amonia dan isopropanol dari storage dengan perbandingan 6 : 1 dipanaskan dalam suatu heater sampai menjadi gas superheater, kemudian dimasukkan dalam suatu reaktor fixed multiple bed yang berisi katalis alumina. Reaksi yang terjadi adalah reaksi heterogen gas – solid.



MIPA crude selanjutnya mengalami proses pemurnian yaitu dengan jalan gas campuran MIPA, DIPA, NH_3 , uap air, isopropanol didinginkan sehingga amonia yang tetap pada fase gas dapat dipisahkan dengan di recycle. Sedangkan MIPA dan air dipisahkan dengan cara distilasi, DIPA dan isopropanol dipisahkan dengan cara ekstraksi. Isopropanol yang dapat dari proses ekstraksi di recycle. Kemurnian MIPA yang diperoleh $\pm 99,9\%$ dan yield proses 80 %.

II.1.2. Proses dengan bahan Baku Amonia, Isopropanol, dan Hidrogen



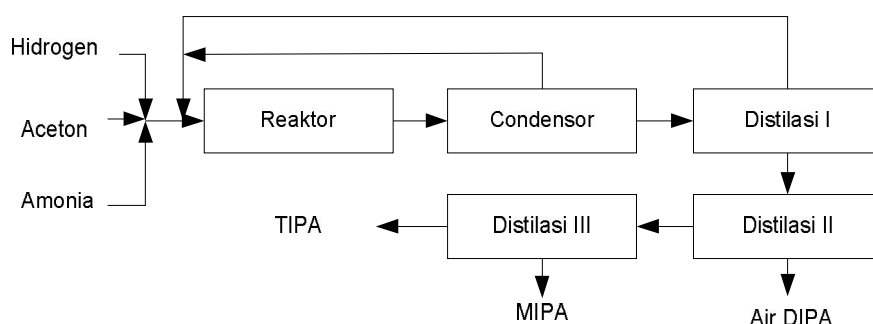
Proses ini juga dijalankan pada fase gas tetapi menggunakan katalis dehidrogenasi yaitu tembaga. Reaksi terjadi pada reaktor fixed multiple bed dengan suhu 130 – 250 °C tekanan 790 – 3550 kPa (100 – 500 psig) kecepatan gas 500 – 1500 vol/vol/jam. Reaksi yang terjadi adalah reaksi herogen gas solid. Reaksi utama sama dengan reaksi pada proses dengan bahan baku amonia dan isopropanol, dengan produk samping nitril, amida, dan DIPA.

Campuran amonia, isopropanol, dan hidrogen dengan perbandingan 6 : 1: 5 dipanaskan dengan heater sampai suhunya ± 200 °C sehingga seluruh feed berubah menjadi gas superheated. Campuran gas ini dimasukkan kedalam reaktor fixed multiple bed yang berisi katalis tembaga. Yang perlu dicatat adalah bahwa pada proses ini tidak dikonsumsi hidrogen. Hidrogen pada feed berfungsi untuk menjaga aktivitas katalis dengan cara menghambat pembentukan coke, sehingga katalis tidak cepat keracunan. Produk yang keluar dari reaktor dipisahkan dengan beberapa tahap untuk mendapatkan MIPA dengan kemurnian yang tinggi.

Tahap pertama adalah pendinginan (cooler) pada tahap ini dipisahkan

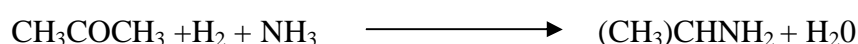
amonia sisa reaksi dan hidrogen, karena hidrogen dan amonia tetap berbentuk gas. Tahap dua adalah tahap destilasi yang berfungsi untuk memisahkan air, nitril, amida, dan produk utama yaitu MIPA. Tahap terakhir yaitu ekstraksi yang berfungsi untuk memisahkan isopropanol di recycle untuk menghindari kehilangan bahan baku. Yield pada proses ini sekitar 97 % yang merupakan campuran DIPA dan MIPA. Kemurnian produk lebih rendah dari proses dengan bahan baku amonia dan isopropanol.

II.1.3. Proses dengan bahan Baku Amonia, Aceton, dan Hidrogen



Reaksi pada proses ini dijalankan pada kondisi yang sama dengan proses dengan bahan baku amonia, isopropanol, dan hidrogen. Perbedaan skema tersebut adalah pada proses penyerapan hidrogen secara reaksi, sehingga perlu diperhatikan design reaktor. Karena selama proses akan terjadi penurunan tekanan yang cukup besar. Keuntungan proses ini adalah reaksi berjalan dengan cepat, sehingga yieldnya tinggi dengan impurities yang sangat kecil.

Reaksi yang terjadi adalah :

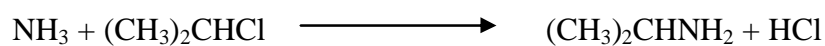


Produk gas yang keluar dari reaktor dipisahkan dengan cara yang sama dengan proses bahan baku amoniak dan isopropanol.



II.1.4. Proses dengan bahan Baku Amonia dan Isopropyl

Proses ini dijalankan sama dengan kondisi pada proses dengan bahan baku amonia dan isopropanol. Namun fungsi isopropanol sebagai zat yang mengalami amonisasi diganti dengan isopropyl clorida. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Proses pemurnian MIPA sama seperti pada proses dengan bahan baku amonia dan isopropanol. Yield yg diperoleh sekitar 80%.



II.2. Seleksi Proses

Untuk mendapatkan proses yang terbaik dari berbagai proses yang ada, maka dilakukan seleksi dengan cara membuat perbandingan aspek teknis dan ekonomis dari masing – masing proses seperti pada tabel berikut :

Parameter	Proses I	Proses II	Proses III	Proses IV
1. Tekanan				
a. Proses				
- Kemurnian bahan baku	99,5 %	99,5 %	99%	98 %
- Kemurnian produk	99,9 %	99,5 %	99,9%	99,9 %
- Katalis	Alumina	Tembaga	Tungsten, Nikel	Alumina
- Yield	85%	97 %	98 %	84 %
b. Operasi				
- Suhu (°C)	300 – 500	130 – 250	130 – 259	300 – 500
- Tekanan (psig)	100 – 500	100 – 500	100 – 500	100 – 500
- Fase	Gas	Gas	Gas	Gas

Sumber : BPS

Berdasarkan perbandingan tersebut, maka proses yang dipilih adalah proses dengan bahan baku amonia, aceton, dan hidrogen dalam fase gas dengan katalis tungsten nikel, Dasar pemilihan proses ini adalah sebagai berikut :

1. Kemurnian produk lebih tinggi
2. Yield tinggi
3. Waktu pengembalian modal yang relatif lebih cepat
4. Biaya investasi yang relative murah.



II.3. Uraian Proses

Pra rencana pabrik isopropylamine (MIPA) ini, dapat dibagi menjadi 3 unit pabrik, dengan pembagian :

- | | | |
|---------------------------------|-----------|-------|
| 1. Unit Pengendalian Bahan Baku | Kode Unit | : 100 |
| 2. Unit Proses | Kode Unit | : 200 |
| 3. Unit Pengendalian Produk | Kode Unit | : 300 |

Proses pembuatan isopropylamine (MIPA) dari bahan baku amonia, aceton, dan hidrogen. Dapat dijelaskan sebagai berikut:

A. Persiapan Bahan Baku

Bahan baku yang terdiri dari hidrogen dengan kemurnian 100% (F-110), aceton dengan kemurnian 99% (F-120), dan amonia dengan kemurnian 99,5% (F-130). Dengan perbandingan bahan baku aceton, amonia, dan hidrogen sebesar 1 : 6 : 6. Dicampur lalu dipanaskan dengan HE (E-204) yang menggunakan media panas gas yang keluar dari reaktor. Pada HE ini terjadi proses pemanasan juga terjadi proses evaporasi sehingga feed yang keluar dari HE berupa gas yang bersuhu kira – kira 154°C. Untuk mencapai kondisi operasi reaktor, feed yang keluar dari HE dipanaskan kembali dengan menggunakan furnace (Q-204) hingga suhunya mencapai 200°C.

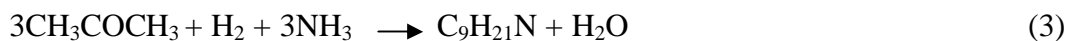
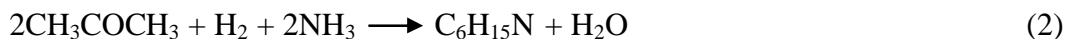
B. Reaksi

Feed diumpankan kedalam reaktor (R-203) yang berisi katalis campuran antara tungsten dan nikel dengan perbandingan 2 : 1, reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis dan mengikuti reaksi orde satu.

Persamaan reaksinya adalah :



Dengan reaksi samping sebagai berikut :



Untuk menjaga suhu reaktor agar tidak melampaui 200 °C, maka reaktor diberi jaket pendingin. Jika katalis dalam keadaan baik (fresh) maka reaksinya berjalan dengan sangat cepat dengan jumlah produk samping yang kecil. Produk yang keluar reaktor berupa gas dengan suhu kira –kira 200°C yang terdiri dari aceton, amonia, air, hidrogen, isopropylamine (MIPA),diisopropylamine (DIPA), dan triisopropylamine (TIPA).

C. Pemisahan

Untuk mendapatkan prodak yang relatif murni dan untuk mendapatkan kembali bahan baku selama proses maka gas yang keluar dari reaktor yang terdiri aceton, amonia, air, hidrogen, isopropylamine (MIPA),diisopropylamine (DIPA), dan triisopropylamine (TIPA) harus dipisahkan satu dengan yang lainnya. Produk gas keluar reaktor diumpankan kedalam partial kondensor (E-205) yang berfungsi untuk menurunkan suhu . Untuk memisahkan gas dan liquid setelah keluar kondensor parstial ini diumpankan kedalam decanter (H-207). Komponen dengan berat molekul yang kecil akan terpisahkan dan selanjutnya di recycle untuk dijadikan sebagai feed.



Tahap berikutnya merupakan tahapan pemisahan yang terdiri dari 3 kolom distilasi. Kolom distilasi pertama (D-301) berguna untuk memisahkan amonia dengan tekanan operasi 8 atm. Pada kolom distilasi ini dihasilkan amonia (sebagian besar) sebagai produk atas dan di recycle sebagai feed, sedangkan produk bawah terdiri dari MIPA, DIPA, TIPA, air, dan aceton. Produk bawah kolom distilasi pertama ini diumpankan pada kolom distilasi kedua dengan tekanan operasi 1 atm. Di kolom distilasi kedua ini dihasilkan produk atas yang berupa DIPA, dan aceton yang kemudian disimpan dalam tangki, sedangkan produk bawah diumpankan pada kolom distilasi ketiga dengan tekanan operasi 1 atm. Pada tahapan ini terjadi proses pemurnian MIPA dengan kemurnian yang lebih besar merupakan produk atas dari destilasi ketiga, sedangkan produk bawah terdiri dari campuran dari senyawa amonia, dan TIPA dengan kemurnian yang berbeda.

D. Pengendalian Produk

MIPA sebagai produk utama dipompa dan disimpan pada sebuah storage pada tekanan 1 atm dan suhu 30°C dengan kemurnian produk 98,8 %. Untuk memudahkan pemasaran sampai ke konsumen maka dilakukan pengemasan dengan kemasan drum.



BAB III

NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 30.000 ton/tahun

= 4421,4175 kg/jam

Waktu Operasi = 1 jam operasi, 1 hari proses

300 hari

1. Reaktor (R-203)

Neraca Massa			
Masuk		Keluar	
Komposisi	kg/jam	Komposisi	kg/jam
a. Umpan Segar (F0)			
CH ₃ COCH ₃	467,3942	CH ₃ COCH ₃	9,5192
NH ₃	2818,5288	NH ₃	57,4038
H ₂	2826,9231	H ₂	57,6923
H ₂ O	18,7666	MIPA	5495,5385
b. Recycle (R)		DIPA	366,3692
CH ₃ COCH ₃	8,5673	TIPA	244,2462
NH ₃	51,6635	H ₂ O	19,2308
H ₂	57,6923		
H ₂ O	0,4642		
Total	6250,0000	Total	6250,0000



2. Decanter (H-207)

Neraca Massa			
Masuk		Keluar	
Komposisi	kg/jam	Komposisi	kg/jam
		a. Vapour :	
CH_3COCH_3	9,5192	CH_3COCH_3	0,6427
NH_3	57,4038	NH_3	0,3681
H_2	57,6923	H_2	57,6923
MIPA	5495,5385	H_2O	0,3095
DIPA	366,3692	b. Liquid	
TIPA	244,2462	CH_3COCH_3	8,8765
H_2O	19,2308	NH_3	57,0357
		H_2	0,0000
		MIPA	5495,5385
		DIPA	366,3692
		TIPA	244,2462
		H_2O	18,9213
Total	6250,0000	Total	6250,0000



3. Distilasi I (D-301)

Neraca Massa			
Masuk		Keluar	
Komposisi	kg/jam	Komposisi	kg/jam
CH ₃ COCH ₃	8,8765	a. Destilat: CH ₃ COCH ₃	7,9246
NH ₃	57,0357	NH ₃	51,2953
H ₂	0,0000	H ₂	0,0000
MIPA	5495,5385	H ₂ O	0,3095
DIPA	366,3692	b. Bottom:	
TIPA	244,2462	CH ₃ COCH ₃	0,9519
H ₂ O	18,9213	NH ₃	5,7404
		H ₂	0,0000
		MIPA	5495,5385
		DIPA	366,3692
		TIPA	244,2462
		H ₂ O	18,6119
Total	6191	Total	6191



4. Distilasi II (D-311)

Neraca Massa			
Masuk		Keluar	
Komposisi	kg/jam	Komposisi	kg/jam
CH_3COCH_3 NH_3 H_2 MIPA DIPA TIPA H_2O	0,9519 5,7404 0,0000 5495,5385 366,3692 244,2462 18,6119	a. Vapour	
		CH_3COCH_3	0,9519
		NH_3	3,3754
		H_2	0,0000
		MIPA	549,5538
		DIPA	304,0214
		TIPA	114,1204
		H_2O	18,6119
		b. Liquid	
		CH_3COCH_3	0,0000
		NH_3	2,3650
		H_2	0,0000
		MIPA	4945,9846
		DIPA	62,3478
		TIPA	130,1258
		H_2O	0,0000
Total	6131,4580	Total	6131,4580



5. Distilasi III (D-321)

Neraca Massa			
Masuk		Keluar	
Komposisi	kg/jam	Komposisi	kg/jam
		a. Vapour	
CH ₃ COCH ₃	0,0000	CH ₃ COCH ₃	0,0000
NH ₃	2,8841	NH ₃	1,8152
H ₂	0,0000	H ₂	0,0000
MIPA	4945,9846	MIPA	4368,7558
DIPA	0,0000	DIPA	0,0000
TIPA	130,1258	TIPA	50,8465
H ₂ O	0,0000	H ₂ O	0,0000
		b. Liquid	
		CH ₃ COCH ₃	0,0000
		NH ₃	1,0689
		H ₂	0,0000
		MIPA	577,2288
		DIPA	0,0000
		TIPA	79,2792
		H ₂ O	0,0000
Total	5078,9944	Total	5078,9944



BAB IV

NERACA PANAS

Kapasitas Produksi = 30.000 ton/tahun
= 4421,4175 kg/jam

Basis Perhitungan = 1 jam

Basis Suhu = 25 °C

1. Heat Exchanger

Neraca Panas			
Masuk		Keluar	
Komponen	Kcal/jam	Komponen	Kcal/jam
CH ₃ COCH ₃	3720,3465	CH ₃ COCH ₃	21578,3433
NH ₃	32885,4670	NH ₃	167435,4307
H ₂	247103,3025	H ₂	1280650,5778
H ₂ O	216,8623	H ₂ O	1132,7591
Q _{Supply}	1249338,0342	Q _{loss}	62466,9017
Total	1533264,0126	Total	1533264,0126



2. Furnace

Neraca Panas			
Masuk		Keluar	
Komponen	Kcal/jam	Komponen	Kcal/jam
CH ₃ COCH ₃	21578,3433	CH ₃ COCH ₃	30621,43331
NH ₃	167435,4307	NH ₃	223874,7273
H ₂	1280650,578	H ₂	1739976,064
H ₂ O	1132,759077	H ₂ O	1545,606055
H _{Fuel}	1568903,09	Q _{Loss}	194602,98
H _v	137209,2	H _{fuel gas}	1226206,10
H _{udara bakar}	239917,5		
Total	3416826,91	Total	3416826,91



3. Reaktor

Neraca Panas			
Masuk		Keluar	
Komponen	Kcal/jam	Komponen	Kcal/jam
CH ₃ COCH ₃	30070,24751	CH ₃ COCH ₃	612,428666
NH ₃	223874,7273	NH ₃	742,499096
H ₂	1739976,064	H ₂	5741,92101
H ₂ O	1533,269623	MIPA	-786166,99
		DIPA	-1568445
		TIPA	-3366315
		H ₂ O	1533,26962
H _R	-5720927,03	Q _{Loss}	199545,4308
		Q _c	1787278,76
Total	-3725472,72	Total	-3725472,72

*) Tanda negatif menunjukkan bahwa reaksi tersebut melepaskan panas.



4. Kondensor

Neraca Panas			
Masuk		Keluar	
Komponen	Kcal/jam	Komponen	Kcal/jam
CH ₃ COCH ₃	612,4286662	a. HV	
NH ₃	742,4990956	CH ₃ COCH ₃	204,1428887
H ₂	5741,921011	NH ₃	247,4996985
MIPA	-786166,99	H ₂	1913,97367
DIPA	-15684,45	MIPA	-262055,6633
TIPA	-33631,04	DIPA	-522815
H ₂ O	1533,2696	TIPA	-1122105,013
		H ₂ O	511,0898745
		b. HL	
		CH ₃ COCH ₃	408,2857775
		NH ₃	494,9993971
		H ₂	3827,947341
		MIPA	-524111,3267
		DIPA	-1045630
		TIPA	-2244210,027
		H ₂ O	1022,179749
		Q _c	1022,17975
Total	5712296,9	Total	5712296,9



5. Distilasi I

Neraca Panas			
Masuk		Keluar	
Komponen	Kcal/mol	Komponen	Kcal/mol
CH ₃ COCH ₃	176,2884	a. HD	
NH ₃	1260,9110	CH ₃ COCH ₃	45,5929
H ₂	1853,8823	NH ₃	436,1174
MIPA	255,4293	H ₂	0,0000
DIPA	228,5372	MIPA	0,0000
TIPA	233,0584	DIPA	0,0000
H ₂ O	242,6817	TIPA	0,0000
		H ₂ O	2,5668
Q _s	-13814,8588	b. HB	
		CH ₃ COCH ₃	33,6986
		NH ₃	270,0557
		H ₂	0,0000
		MIPA	281,0516
		DIPA	16,8298
		TIPA	11,5049
		H ₂ O	869,4359
		Q _c	11530,9241
Total	9564,0705	Total	9564,0705



6. Distilasi II

Neraca Panas			
Masuk		Keluar	
Komponen	Kcal/mol	Komponen	Kcal/mol
CH ₃ COCH ₃	12,3606	a. HD	
NH ₃	107,1262	CH ₃ COCH ₃	3,6959
H ₂	0,00000	NH ₃	27,0128
MIPA	103533,0044	H ₂	0,0000
DIPA	6163,8142	MIPA	3048,5065
TIPA	4179,6671	DIPA	1487,1184
H ₂ O	339,8946	TIPA	565,1737
		H ₂ O	155,1966
Q _s	-81583,31615	b. HB	
		CH ₃ COCH ₃	0,0000
		NH ₃	82,9973
		H ₂	0,0000
		MIPA	182853,8614
		DIPA	2065,4006
		TIPA	4405,0444
		H ₂ O	0,0000
		Q _c	1225,17601
Total	195919,1835	Total	195919,1835



7. Distilasi III

Neraca Panas			
Masuk		Keluar	
Komponen	Kcal/mol	Komponen	Kcal/mol
CH ₃ COCH ₃	0,0000	a. HD	
NH ₃	2,0049	CH ₃ COCH ₃	0,0000
H ₂	0,0000	NH ₃	0,2892
MIPA	4040,4149	H ₂	0,0000
DIPA	45,3126	MIPA	385,6659
TIPA	95,7143	DIPA	17,6085
H ₂ O	0,0000	TIPA	19,1265
		H ₂ O	0,0000
Q _s	-65665,298	b. HB	
		CH ₃ COCH ₃	0,0000
		NH ₃	26,4111
		H ₂	0,0000
		MIPA	66675,2910
		DIPA	0,0000
		TIPA	1025,3952
		H ₂ O	0,0000
		Q _c	1698,9571
Total	69848,7445	Total	69848,7445



BAB V

SPESIFIKASI ALAT UTAMA

Reaktor

Fungsi : Mereaksikan hidrogen, aceton, amonia dengan bantuan katalis
nikel dan tungsten

Tipe : Reaktor multitubuler

Data perencanaan :

- a. Tekanan operasi : 20 atm = 293,92 Psia = 284,47 Psig
- b. Suhu operasi : 200 °C = 392 °F = 473,15 °K
- c. Fase reaksi : Gas

Komposisi bahan masuk :

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi Berat	Berat Molekul	Mo
CH ₃ COCH ₃	475,9615	0,0762	58,0791	
H ₂	2870,1923	0,4592	2,0159	
NH ₃	2884,6154	0,4615	17,0305	
H ₂ O	19,3855	0,0031	18,0153	
Jumlah	6250	1,0000		

A. Perhitungan dimensi reaktor

Menentukan laju volumetrik :

Di mana :

$$V = \frac{n \times R \times T}{P} \quad n = \text{molalitas} = 1602,428 \text{ lbm} \quad T = \text{Suhu operasi} = 200 \text{ }^{\circ}\text{C} = 473,15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$



$$\begin{aligned}
 R &= \text{Ketetapan gas} = 0,0821 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{mol} \cdot \text{K} \\
 P &= \text{Tekanan operasi} = 22 \text{ atm} \\
 V &= \frac{1602,4 \text{ lbmol/jam} \times 0,0821 \text{ ft}^3 \cdot \text{atm} / \text{mol} \cdot \text{K} \times 473 \text{ K}}{22} \\
 &= 2827,94 \text{ Cuft/detik}
 \end{aligned}$$

Di rencanakan menggunakan 1 buah reaktor dengan waktu tinggal 2 detik,
maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume feed masuk (V}_{\text{feed}}) &= 2827,9 \text{ Cuft/dtk} \times 0,000556 \text{ dtk} \\
 &= 1,571078 \text{ Cuft}
 \end{aligned}$$

Asumsi volume bahan mengisi 80% volume reaktor, maka volume reaktor :

$$\text{Volume reaktor} = \frac{1,571078}{0,8} = 1,963847 \text{ 30 cuft}$$

Menentukan ukuran tangki :

$$\text{Volume reaktor} = 30 \text{ cuft}$$

Asumsi dimention

$$\text{ratio} = H/D = 2$$

$$\text{Volume} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

$$30 = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 2D$$

$$30 = 1,57 D^3$$

$$D^3 = 19,10828$$

$$D = 2,7028 \text{ ft} = 32,434 \text{ in} = 0,82 \text{ m}$$

(D maksimum = 4 m, Ulrich ; T.4-18)



$$H = 2 \times 2,7028 = 5,41 \text{ ft} \quad 6 \text{ ft}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_s = \frac{P_i \times ID}{(f.E - 0,6.P_i)} + C$$

Di mana :

t_s = Tebal dinding reaktor (in)

P_i = Tekanan operasi (Psig)

ID = Inside diameter (in)

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon

Steel SA-283 gradde C, maka $f = 12650$ psi (Brownell, T.13-1)

E = faktor pengelasan, digunakan double welded, $E = 0,8$

C = faktor korosi ; in (digunakan 1/8 in)

P operasi = 22 atm = 323,4 psia

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.

$$P = 1,1 \times 323 = 356 \text{ psia}$$

$$R = 1/2 \times D = 1/2 \times 32,434 = 16,2 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_i \times ID}{(f.E - 0,6.P_i)} + C \\ &= \frac{355,74 \text{ psia} \times 16,217 \text{ in}}{(12650 \times 0,8 - 0,6 \times 355,74)} + 0,125 \\ &= 0,707347 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk $D = 32$ in, dan $t_s = 1$ in, dari brownell & young tabel 5.7

didapat nilai : $icr = 1 \frac{7}{8}$ $rc = 30$

Tebal standart torispherical dished :

$$t_h = \frac{0,885 \times P \times rc}{(f.E - 0,1.P)}$$

dimana :

t_h = tebal dished minimum ; in

P = tekanan tangki ; psi

rc = knuckle radius ; in (B&Y, T-5,7)

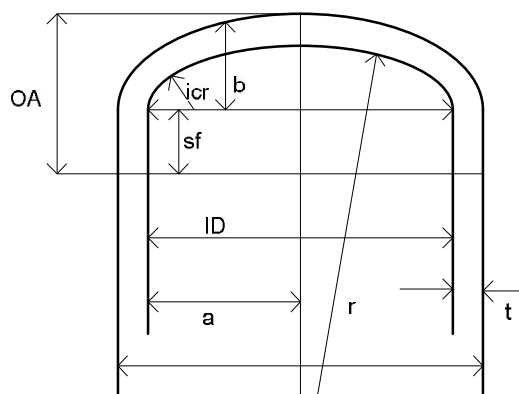
E = faktor pengelasan, digunakan double welded, $E = 0,8$

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon Steel

SA-283 gradde C, maka $f = 12650$ psi (Brownell, T.13-1)

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{0,885 \times P \times rc}{(f.E - 0,1.P)} \\ &= \frac{0,885 \times 355,74 \text{ psi} \times 30}{(12650 \times 0,8 - 0,6 \times 355,74)} \\ &= 0,953399 \text{ in} , \text{ digunakan } t_h = 1 \text{ in.} \end{aligned}$$

Penentuan dimensi tutup, dished :



Pra Rencana Pabrik Isopropylamine dari Hidrogenasi Aceton dengan Katalis Nikel dan Tungsten



Dimana

:

$$ID = ID \text{ shell} = 32 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{32}{2} = 16 \text{ in}$$

Untuk $D = 32 \text{ in}$ dengan $t_s = 1 \text{ in}$, dari Brownell tabel 5.7 didapat :

$$R_c (r) = \text{radius of dish} = 30 \text{ in}$$

$$icr (rc) = \text{inside crown radius} = 1 \frac{7}{8} \text{ in} = 1,88 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 16 - 1,88 = 14,3 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 30 - 1,88 = 28,1 \text{ in}$$

$$AC = (BC)^2 - (AB)^2 \\ = (14,3)^2 - (28,1)^2 = 24,2 \text{ in}$$

$$b = r - (BC)^2 - (AB)^2 \\ = 30 - 24,2 = 5,81 \text{ in}$$

$$sf = \text{straight flange} = \text{dipilih } 2 \text{ in} = 2 \text{ in} \quad (\text{Brownell, T.5-6})$$

$$t = \text{tebal dished} = 3/16 = 0,1875 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf \\ = 0,19 + 5,81 + 2 \\ = 7,99 \text{ in}$$

$$h = R_c - \sqrt{R_c^2 - \frac{D^2}{4}} \\ = 30 - \sqrt{30^2 - \frac{32^2}{4}} \\ = 30 - 25,4$$



$$= 4,62 \text{ in} = 0,39 \text{ ft}$$

Penentuan jumlah tube :

asumsi : volume yang dibutuhkan untuk reaksi = volume reaktor

Digunakan : pipa 1 in sch 40

(Kern, tabel 11)

$$\text{Surface/ft lin} = 0,27 \text{ ft}^2$$

$$\text{Inside diameter} = 1,05 \text{ in} = 0,09 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} A_{\text{tube}} &= \pi \cdot D_i \cdot L \\ &= \pi \times 0,09 \times 1 \\ &= 0,27 \text{ ft}^2/\text{ft panjang} \end{aligned}$$

Tinggi shell :

$$r_c \text{ dished} = 30 \text{ in} = 3 \text{ ft}$$

$$h \text{ dished} = 0,39 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{volume dished} &= 1,05 h^2 \cdot (3 r_c - h) \quad (\text{Hesse ; pers. 4-15}) \\ &= 1,05 \times (0,39)^2 \times (3 \cdot 3 - 0,39) \\ &= 1,11 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Volume reaktor} = 30 \text{ cuft}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell} &= \text{Volume reaktor} - (2 \times \text{volume dished}) \\ &= 30 - (2 \times 1,1) \\ &= 27,8 \text{ cuft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell} &= \frac{\text{Volume shell}}{\pi/4 \times D^2} = \frac{27,8264}{\pi/4 \times 3^2} \\ &= 6 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi shell} = \text{panjang shell} = 6 \text{ ft}$$

$$A_{\text{tube}} = 0,27 \text{ ft}^2/\text{ft panjang}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tiap tube} &= A_{\text{tube}} \times L_{\text{tube}} \\ &= 0,27 \times 6 \\ &= 1,55 \text{ cuft} \end{aligned}$$

$$\text{Volume shell} = 27,8 \text{ cuft}$$

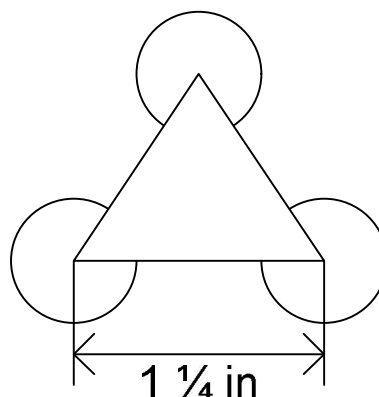
$$\text{Jumlah tube, } N_t = \frac{\text{Volume shell}}{\text{Volume tiap tube}} = \frac{27,783}{1,5543} = 18$$

Untuk jumlah tube 18 buah, dari Kern tabel 9, dipilih :

$$\text{Ukuran pipa} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Pitch} = \text{triangular pitch}$$

$$\text{Jarak pitch} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$



Kebutuhan katalis :

Direncanakan volume katalis mengisi volume tube :

Pra Rencana Pabrik Isopropylamine dari Hidrogenasi Aceton dengan Katalis Nikel dan Tungsten



Jumlah tube = 18 buah

Diameter tube = 0,09 ft

Panjang tube = 6 ft

$$\begin{aligned} \text{Maka volume katalis tiap tube} &= \frac{1}{4} \times D_{\text{tube}}^2 \times L_{\text{tube}} \\ &= 0,79 \times 0,0874 \times 6 \\ &= 0,3886 \text{ cuft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total volume katalis} &= 18 \times 0,3886 \\ &= 6,9457 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Perbandingan katalis tungsten dan nikel adalah 2 :

$$\text{Tungsten} = 19,25 \text{ g/cm}^3 = 1201,8 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{nikel} = 8,9 \text{ g/cm}^3 = 555,63 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Volume katalis} = 6,9457 \text{ cuft}$$

Kebutuhan :

$$\text{- Tungsten} = 4,6304 \text{ cuft} = 5564,8 \text{ lb} = 12268$$

$$\text{- Nikel} = 2,3152 \text{ cuft} = 1286,4 \text{ lb} = 2836$$

Pressure drop pada tube :

$$\Delta P = \frac{f \times 4G^2 \times L}{2 \times g \times \rho \times D} \quad (\text{Kern ; pers 3.43})$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{\left(\frac{D \times G}{\mu}\right)^{0,32}} \quad (\text{Kern ; pers 3.47a})$$

$$\text{Berat campuran gas, W} = 6250,2 \text{ kg/jam} = 13779 \text{ lb/jam}$$

$$a_{\text{tube}} = 0,2745 \text{ ft}^2$$

$$G = \frac{W}{a_{\text{tube}}} = 50199 \text{ lb/jam.ft}^2$$



$$\text{Diameter tube, } D = 1,049 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft}$$

$$\text{campuran gas} = \text{xi} \cdot i = 0,19 \text{ lb/cuft}$$

$$\mu \text{ bahan} = 0,019 \text{ cP (berdasarkan sg)}$$

$$= 0,02 \times 2,42$$

$$= 0,0460 \text{ lb/jam.ft}$$

$$g = 5,22 \times (10)^{10} \text{ ft/dt}^2$$

$$\text{Panjang tube, } L = 6 \text{ ft}$$

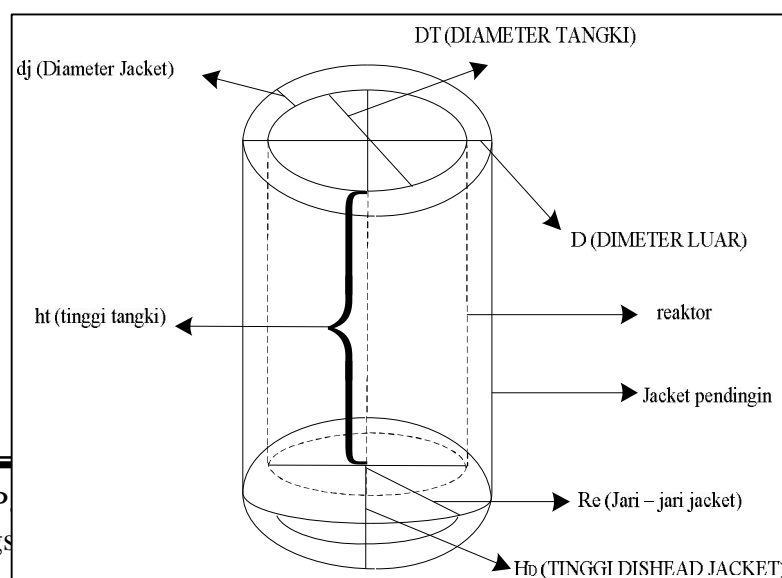
$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{\left[\frac{\quad}{E+10} \right] 0,32}$$

$$= 0,001438$$

$$P = \frac{0,0014 \times 4 \left(\frac{50199}{2 \times 0,19 \times 5E+10 \times 0,0874} \right)^2 \times 6}{0,04733 \text{ lb/ft}^2}$$

$$= 0,0003 \text{ psi}$$

Perhitungan tebal jaket pendingin :





Menghitung jaket pendingin :

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = 5720927,03 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{V air pendingin} &= \frac{5720927,03 \text{ kg/jam}}{998 \text{ kg/m}^3} \\ &= 5732,391814 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar reaktor} &= \text{Diameter dalam} + 2 \times t \\ &= 0,823 + 2 \times 0,0254 \\ &= 0,87376 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi jarak jaket} &= 5 \text{ in} \times \frac{0,8738 \text{ m}}{39,73 \text{ in}} \\ &= 0,109962 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam jaket} &= 0,87376 + (2 \times 0,109962) \\ &= 1,093684 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi jaket pendingin} = H = H_s = 1,83$$

Tekanan jaket pendingin,

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik} &= \rho \times g \times H \\ &= 998 \text{ kg/m}^3 \times 9,98 \text{ m} \end{aligned}$$



$$= 18,20695 \text{ Kpa}$$

$$= 2,640694 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi} &= 2,640694 + 323,4 \\ &= 326,0407 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design} &= 1,1 \times 326,0407 \\ &= 358,6448 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$R = \frac{1}{2} \times D = \frac{1}{2} \times 39,37 = 19,7 \text{ in} = 0,508$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal jaket pendingin} &= \frac{P \times R}{S E - 0,6 P} \\ &= \frac{358,6447637 \times 16250 \times 0,85 - 0,6 \times 358,6447637}{0,519215 \text{ in}} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in/ tahun (Brownell dkk, 195)}$$

$$\text{Maka tebal jaket yg dibutuhkan} = 0,125 + 0,519215 =$$

Dipilih tebal silinder standar 1 in.

Spesifikasi reaktor :

Fungsi : Mereaksikan hidrogen, aceton, amonia dengan

Pra Rencana Pabrik Isopropylamine dari Hidrogenasi Aceton dengan Katalis Nikel dan Tungsten



bantuan katalis nikel dan tungsten

Tipe : Reaktor multitubeler

Shell :

Diameter : 2,7 ft
Tinggi : 6 ft
Tebal shell : 1 in
Tebal tutup atas : 1 in
Tebal tutup bawah : 1 in
Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C (Brownell : 253)
Jumlah : 1 buah

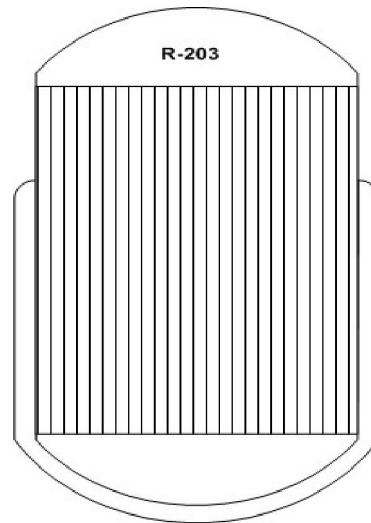
Tube sheet

Digunakan tube dengan diameter 1 in sch 40 IPS

Outside diameter : 1,32 in
Inside diameter : 1,049 in
Panjang tube : 6 ft
Pitch : 1 1/4 triangular pitch
Jumlah tube : 18 buah

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA



VI.1. Keterangan Alat

Nama Alat : Reaktor (R-203)

Fungsi : Mereaksikan hidrogen, aceton, amonia dengan bantuan katalis
nikel dan tungsten

Type : Reaktor multitubular

VI.2. Dasar Pemilihan

Berdasarkan pertimbangan atas fase zat yang bereaksi, dan kapasitas produksi, maka reaktor dapat dibedakan jenisnya yaitu : reaktor berpengaduk (mixed flow) dan reaktor pipa alir (plug flow). Pada reaktor ini, atas pertimbangan fase bahan yang bereaksi, maka dipilih reaktor jenis reaktor pipa alir (plug flow) untuk memudahkan dan mempercepat kontak reaksi.

Reaktor pipa alir untuk fase gas ini dapat dibedakan menjadi :



1. Burner/Furnace
2. Tubular Reactor
3. Fixed Bed Reactor

Berdasarkan fase bahan yang bereaksi, maka pemilihan reaktor didasarkan pada kapasitas bahan masuk, sehingga dipilih reaktor jenis tubular reaktor. Reaktor jenis tubular dengan jumlah tube yang banyak dinamakan multi-tubular reaktor.

Reaktor ini berupa silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head untuk menahan tekanan berlebih dan memudahkan pengeluaran produk.

VI.3. Dasar Perhitungan

- a. Tekanan operasi : $20 \text{ atm} = 293,92 \text{ Psia} = 284,47 \text{ Psig}$
- b. Suhu operasi $200 \text{ }^{\circ}\text{C} = 392 \text{ }^{\circ}\text{F} = 473,15 \text{ }^{\circ}\text{K}$
- c. Fase reaksi : Gas

Komposisi bahan masuk :

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraaksi Berat	Berat Molekul	Mol (kgmol/jam)
CH ₃ COCH ₃	475,9615	0,0762	58,0791	8,1951
H ₂	2870,1923	0,4592	2,0159	1423,7771
NH ₃	2884,6154	0,4615	17,0305	169,3794
H ₂ O	19,3855	0,0031	18,0153	1,0761
Jumlah	6250	1,0000		1602,4276



A. Perhitungan dimensi reaktor

Menentukan laju volumetrik :

Di mana :

$$V = \frac{n \times R \times T}{P}$$

n = molalitas = 1602,428 lbmol/jam
 T = Suhu operasi = 200 °C = 473 K
 R = Ketetapan gas = 0,0821 m³.atm/mol.K
 P = Tekanan operasi = 22 atm

$$V = \frac{1602,4 \text{ lbmol/jam} \times 0,0821 \text{ ft}^3 \cdot \text{atm/mol.K} \times 473 \text{ K}}{22}$$

$$= 2827,94 \text{ Cuft/detik}$$

Di rencanakan menggunakan 1 buah reaktor dengan waktu tinggal 2 detik,
maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume feed masuk (V}_{\text{feed}}) &= 2827,9 \text{ Cuft/dtk} \times 2 \text{ dtk} \\ &= 5655,88 \text{ Cuft} \end{aligned}$$

Asumsi volume bahan mengisi 80% volume reaktor, maka volume reaktor :

$$\text{Volume reaktor} = \frac{5655,88}{0,8} = 7069,85 \text{ cuft}$$

Menentukan ukuran tangki :

$$\text{Volume reaktor} = 30 \text{ cuft}$$

$$\text{Asumsi dimen H/D} = 2$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= 1/4 \times \pi \times D^2 \times H \\ 30 &= 1/4 \times \pi \times D^2 \times 2D \\ 30 &= 1,57 D^3 \\ D^3 &= 19,10828 \\ D &= 2,7028 \text{ ft} = 32,434 \text{ in} = 0,82 \text{ m} \end{aligned}$$



(D maksimum = 4 m, Ulrich ; T.4-18)

$$H = 2 \times 2,7028 = 5,41 \text{ ft} \quad 6 \text{ ft}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_s = \frac{P_i \times ID}{(f.E - 0,6.P_i)} + C$$

Di mana :

t_s = Tebal dinding reaktor (in)

P_i = Tekanan operasi (Psig)

ID = Inside diameter (in)

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon

Steel SA-283 grade C, maka $f = 12650$ psi (Brownell, T.13-1)

E = faktor pengelasan, digunakan double welded, $E = 0,8$

C = faktor korosi ; in (digunakan 1/8 in)

P operasi = 22 atm = 323,4 psia

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.

$$P = 1,1 \times 323 = 356 \text{ psia}$$

$$R = 1/2 \times D = 1/2 \times 32,434 = 16,2 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{P_i \times ID}{(f.E - 0,6.P_i)} + C$$

$$= \frac{355,74 \text{ psia} \times 16,217 \text{ in}}{(12650 \times 0,8 - 0,6 \times 355,74)} + 0,125$$

$$= 0,707347 \text{ in}$$

Untuk $D = 32 \text{ in}$, dan $t_s = 1 \text{ in}$, dari brownell & young tabel 5.7

didapat nilai : $icr = 1 \frac{7}{8}$ $rc = 30$

Tebal standart torispherical dished :

$$t_h = \frac{0,885 \times P \times r_c}{(f.E - 0,1.P)}$$

dimana :

t_h = tebal dished minimum ; in

P = tekanan tangki ; psi

r_c = knuckle radius ; in (B&Y, T-5,7)

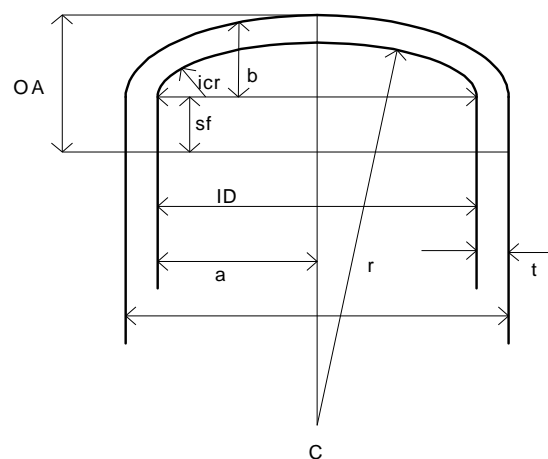
E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,8

f = stress allowable, bahan konstruksi Carbon Steel

SA-283 gradde C, maka f = 12650 psi (Brownell, T.13-1)

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{0,885 \times P \times r_c}{(f.E - 0,1.P)} \\ &= \frac{0,885 \times 355,74 \text{ psi} \times 30}{(12650 \times 0,8 - 0,6 \times 355,74)} \\ &= 0,953399 \text{ in , digunakan } t_h = 1 \text{ in.} \end{aligned}$$

Penentuan dimensi tutup, dished :





Dimana :

$$ID = ID \text{ shell} = 32 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{32}{2} = 16 \text{ in}$$

Untuk $D = 32 \text{ in}$ dengan $t_s = 1 \text{ in}$, dari Brownell tabel 5.7 didapat :

$$R_c(r) = \text{radius of dish} = 30 \text{ in}$$

$$icr(rc) = \text{inside crown radius} = 1 \frac{7}{8} \text{ in} = 1,88 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 16 - 1,88 = 14,3 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 30 - 1,88 = 28,1 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AC &= (BC)^2 - (AB)^2 \\ &= (28,1)^2 - (14,3)^2 = 24,2 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - (BC)^2 - (AB)^2 \\ &= 30 - 24,2 = 5,81 \text{ in} \end{aligned}$$

sf = straight flange = dipilih $2 \text{ in} = 2 \text{ in}$ (Brownell, T.5-6)

t = tebal dished = $3/16 = 0,1875 \text{ in}$

$$\begin{aligned} OA &= t + b + sf \\ &= 0,19 + 5,81 + 2 \\ &= 7,99 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h &= R_c - \sqrt{R_c^2 - \frac{D^2}{4}} \\ &= 30 - \sqrt{30^2 - \frac{32^2}{4}} \\ &= 30 - 25,4 \\ &= 4,62 \text{ in} = 0,39 \text{ ft} \end{aligned}$$

Penentuan jumlah tube :

asumsi : volume yang dibutuhkan untuk reaksi = volume reaktor

Digunakan : pipa 1 in sch 40 (Kern, tabel 11)

$$\text{Surface/ft lin} = 0,27 \text{ ft}^2$$

$$\text{Inside diameter} = 1,05 \text{ in} = 0,09 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} A_{\text{tube}} &= \pi \cdot Di \cdot L \\ &= \pi \times 0,09 \times 1 \\ &= 0,27 \text{ ft}^2/\text{ft panjang} \end{aligned}$$

Tinggi shell :

$$rc \text{ dished} = 30 \text{ in} = 3 \text{ ft}$$

$$h \text{ dished} = 0,39 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{volume dished} &= 1,05 h^2 \cdot (3 rc - h) \quad (\text{Hesse ; pers. 4-15}) \\ &= 1,05 \times (0,39)^2 \times (3 \cdot 3 - 0,39) \\ &= 1,11 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Volume reaktor} = 30 \text{ cuft}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell} &= \text{Volume reaktor} - (2 \times \text{volume dished}) \\ &= 30 - (2 \times 1,1) \\ &= 27,8 \text{ cuft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell} &= \frac{\text{Volume shell}}{\pi/4 \times D^2} = \frac{27,78264}{\pi/4 \times 3^2} \\ &= 6 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi shell} = \text{panjang shell} = 6 \text{ ft}$$

$$A_{\text{tube}} = 0,27 \text{ ft}^2/\text{ft panjang}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tiap tube} &= A_{\text{tube}} \times L_{\text{tube}} \\ &= 0,27 \times 6 \\ &= 1,55 \text{ cuft}\end{aligned}$$

$$\text{Volume shell} = 27,8 \text{ cuft}$$

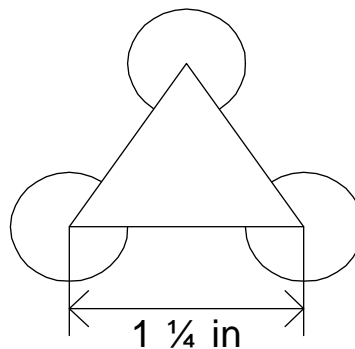
$$\begin{aligned}\text{Jumlah tube, } N_t &= \frac{\text{Volume shell}}{\text{Volume tiap tube}} = \frac{27,783}{1,5543} = 18 \text{ buah}\end{aligned}$$

Untuk jumlah tube 18 buah, dari Kern tabel 9, dipilih :

Ukuran pipa = 1 in

Pitch = triangular pitch

Jarak pitch = 1 1/4 in



Kebutuhan katalis :

Direncanakan volume katalis mengisi volume tube :

$$\text{Jumlah tube} = 18 \text{ buah}$$

$$\text{Diameter tube} = 0,09 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang tube} = 6 \text{ ft}$$



$$\begin{aligned}
 \text{Maka volume katalis tiap tube} &= \frac{\pi}{4} \times D_{\text{tube}}^2 \times L_{\text{tube}} \\
 &= 0,79 \times 0,0874 \times 6 \\
 &= 0,3886 \text{ cuft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total volume katalis} &= 18 \times 0,3886 \\
 &= 6,9457 \text{ cuft}
 \end{aligned}$$

Perbandingan katalis tungsten dan nikel adalah 2 : 1

$$\text{Tungsten} = 19,25 \text{ g/cm}^3 = 1201,8 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{nikel} = 8,9 \text{ g/cm}^3 = 555,63 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Volume katalis} = 6,9457 \text{ cuft}$$

Kebutuhan :

$$\begin{aligned}
 - \text{ Tungsten} &= 4,6304 \text{ cuft} = 5564,8 \text{ lb} = 12268 \text{ kg} \\
 - \text{ Nikel} &= 2,3152 \text{ cuft} = 1286,4 \text{ lb} = 2836 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Pressure drop pada tube :

$$\Delta P = \frac{f \times 4G^2 \times L}{2 \times g \times \rho \times D} \quad (\text{Kern ; pers 3.43})$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{\left(\frac{D \times G}{\mu}\right)^{0,32}} \quad (\text{Kern ; pers 3.47a})$$

$$\text{Berat campuran gas, } W = 6250,2 \text{ kg/jam} = 13779 \text{ lb/jam}$$

$$a_{\text{tube}} = 0,2745 \text{ ft}^2$$

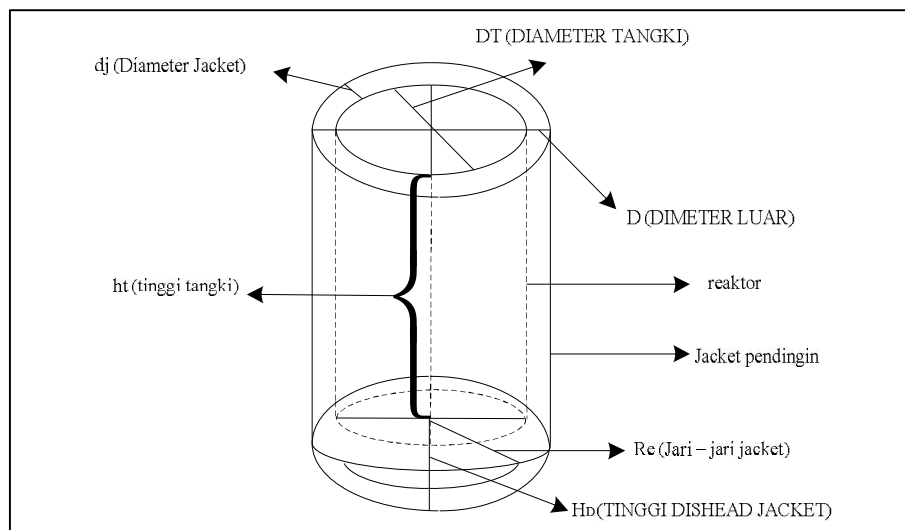
$$G = \frac{W}{a_{\text{tube}}} = 50199 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter tube, } D &= 1,049 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft} \\
 \text{campuran gas} &= x_i \cdot i = 0,19 \text{ lb/cuft} \\
 \mu \text{ bahan} &= 0,019 \text{ cP (berdasarkan sg)} \\
 &= 0,02 \times 2,42 \\
 &= 0,0460 \text{ lb/jam.ft} \\
 g &= 5,22 \times (10)^{10} \text{ ft/dt}^2 \\
 \text{Panjang tube, } L &= 6 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0014 + \frac{0,125}{\left[\frac{0,0874}{0,075} \right]^{0,32}} \\
 &= 0,001438
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{0,0014 \times 4 \left(\frac{50199}{2 \times 0,19 \times 5E+10 \times 0,0874} \right)^2 \times 6}{0,0874} \\
 &= 0,04733 \text{ lb/ft}^2 \\
 &= 0,0003 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal jaket pendingin :





Menghitung jaket pendingin :

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = 5720927,03 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{V air pendingin} &= \frac{5720927,03 \text{ kg/jam}}{998 \text{ kg/m}^3} \\ &= 5732,391814 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar reaktor} &= \text{Diameter dalam} + 2 \times \text{tebal shell} \\ &= 0,823 + 2 \times 0,0254 \\ &= 0,87376 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi jarak jaket} &= 5 \text{ in} \times \frac{0,8738 \text{ m}}{39,73 \text{ in}} \\ &= 0,109962 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam jaket} &= 0,87376 + (2 \times 0,11) \\ &= 1,093684 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi jaket pendingin} = H = H_s = 1,83 \text{ m}$$

Tekanan jaket pendingin,

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik} &= \rho \times g \times H \\ &= 998 \text{ kg/m}^3 \times 9,98 \text{ m/det}^2 \times 2 \\ &= 18,2070 \text{ Kpa} \\ &= 2,6407 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi} &= 2,640694 + 323,4 \\ &= 326,0407 \text{ psia} \end{aligned}$$



$$\text{Tekanan design} = 1,1 \times 326,0407$$

$$= 358,6448 \text{ psia}$$

$$R = 1/2 \times D = 1/2 \times 39,37 = 19,7 \text{ in} = 0,508 \text{ m}$$

$$\text{Tebal jaket pendingin} = \frac{P \times R}{S E - 0,6 P}$$

$$= \frac{358,6447637 \times 19,685}{16250 \times 0,85 - 0,6 \times 358,6448}$$
$$= 0,519215 \text{ in}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in/ tahun (Brownell dkk, 1959)}$$

$$\text{Maka tebal jaket yg dibutuhkan} = 0,125 + 0,5192 = 0,6442 \text{ in}$$

Dipilih tebal silinder standar 1 in.

**Spesifikasi reaktor :**

Fungsi	: Mereaksikan hidrogen, aceton, amonia dengan bantuan katalis nikel dan tungsten
Tipe	: Reaktor multitubeler

Shell :

Diameter	: 2,7 ft
Tinggi	: 6 ft
Tebal shell	: 1 in
Tebal tutup atas	: 1 in
Tebal tutup bawah	: 1 in
Bahan konstruksi	: Carbon Stell SA-283 grade C (Brownell : 253)
Jumlah	: 1 buah

Tube sheet

Digunakan tube dengan diameter 1 in sch 40 IPS

Outside diameter	: 1,32 in
Inside diameter	: 1,049 in
Panjang tube	: 6 ft
Pitch	: 1 1/4 triangular pitch
Jumlah tube	: 18 buah



BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

VII.1. Instrumentasi

Dalam rangka pengoperasian pabrik, pemasangan alat – alat instrumentasi sangat dibutuhkan dalam memperoleh hasil produksi yang optimal. Pemasangan alat – alat instrumentasi disini bertujuan sebagai pengontrol jalannya proses produksi dari peralatan – peralatan pada awal sampai akhir produksi. Dimana dengan alat instrumentasi tersebut, kegiatan maupun aktifitas tiap – tiap unit dapat dicatat kondisinya sehingga sesuai dengan kondisi operasi yang dikehendaki serta mampu memberikan tanda – tanda apabila terjadi penyimpangan selama proses produksi berlangsung.

Pada uraian diatas dapat disederhanakan bahwa dengan adanya alat instrumentasi maka :

1. Proses produksi dapat berjalan dengan kondisi – kondisi yang telah ditentukan sehingga diperoleh hasil yang optimum.
2. Proses produksi berjalan sesuai dengan efisiensi yang telah ditentukan dan kondisi proses tetap terjaga pada kondisi yang sama.
3. Membantu mempermudah pengoperasian alat.
4. Bila terjadi penyimpangan selama proses produksi, maka dapat segera diketahui sehingga dapat ditangani dengan segera.



Adapun variable proses yang diukur dibagi menjadi 3 bagian yaitu :

1. Variabel yang berhubungan dengan energi, seperti temperatur, tekanan, dan radiasi.
2. Variabel yang berhubungan dengan kuantitas dan rate, seperti pada kecepatan aliran fluida, ketinggian liquida dan ketebalan.
3. Variabel yang berhubungan dengan karakteristik fisik dan kimia, seperti densitas, kandungan air.

Yang harus diperhatikan didalam pemilihan alat instrumentasi adalah :

- Level, Range dan Fungsi dari alat instrumentasi.
- Ketelitian hasil pengukuran.
- Konstruksi material.
- Pengaruh yang ditimbulkan terhadap kondisi operasi proses yang berlangsung.
- Mudah diperoleh dipasaran.
- Mudah dipergunakan dan mudah diperbaiki jika rusak.

Instrumentasi yang ada dipasaran dapat dibedakan dari jenis pengoperasian alat instrumentasi tersebut, yaitu alat instrumentasi manual atau otomatis. Pada dasarnya alat – alat kontrol yang otomatis lebih disukai dikarenakan pengontrolannya tidak terlalu sulit, kontinyu, dan efektif, sehingga menghemat tenaga kerja dan waktu. Akan tetapi mengingat faktor – faktor ekonomis dan investasi modal yang ditanamkan pada alat instrumentasi berjenis otomatis ini, maka pada perencanaan pabrik ini sedianya menggunakan kedua jenis alat



instrumentasi tersebut.

Adapun fungsi utama dari alat instrumentasi otomatis adalah :

- Melakukan pengukuran.
- Sebagai pembanding hasil pengukuran dengan kondisi yang harus dicapai.
- Melakukan perhitungan.
- Melakukan koreksi.

Alat instrumentasi otomatis dapat dibagi menjadi tiga jenis, yaitu :

1. Sensing / Primary Element.

Alat kontrol ini langsung merasakan adanya perubahan pada variabel yang diukur, misalnya temperatur. Primary Element merubah energi yang dirasakan dari medium yang sedang dikontrol menjadi signal yang bisa dibaca (yaitu dengan tekanan fluida).

2. Recieving Element / Elemen Pengontrol.

Alat kontrol ini akan mengevaluasi signal yang didapat dari sensing element dan diubah menjadi skala yang bisa dibaca, digambarkan dan dibaca oleh error detector. Dengan demikian sumber energi bisa diatur sesuai dengan perubahan – perubahan yang terjadi.

3. Transmiting Element.

Alat kontrol ini berfungsi sebagai pembawa signal dari sensing element ke receiving element

Disamping ketiga jenis tersebut, masih terdapat peralatan pelengkap yang lain, yaitu Error Detector Element, alat ini akan membandingkan besarnya harga terukur pada variabel yang dikontrol dengan harga yang diinginkan dan apabila

terdapat perbedaan alat ini akan mengirimkan signal error. Amplifier akan digunakan sebagai penguat signal yang dihasilkan oleh error detector jika signal yang dikeluarkan lemah. Motor operator signal error yang dihasilkan harus diubah sesuai dengan kondisi yang diinginkan, yaitu dengan penambahan variabel manipulasi. Kebanyakan sistem kontrol memerlukan operator atau motor untuk menjalankan Final Control Element. Final Control Element adalah untuk mengoreksi harga variabel manipulasi. Instrumentasi pada perancangan pabrik ini:

1. Flow Control (FC)

Mengontrol aliran setelah keluar pompa.

2. Flow Ratio Control (FRC)

Mengontrol ratio aliran yang bercabang setelah pompa.

3. Level Control (LC)

Mengontrol ketinggian bahan didalam tangki, dapat juga digunakan sebagai Weight Control (WC).

4. Level Indicator (LI)

Mengindikasikan / informatif ketinggian bahan didalam tangki.

5. Pressure Control (PC)

Mengontrol tekanan pada aliran / alat.

6. Pressure Indicator (PI)

Mengindikasikan / informatif tekanan pada aliran / alat.

7. Temperature Control (TC)

Mengontrol suhu pada aliran / alat.

Tabel VII.1. Instrumentasi pada Pabrik

No	Nama Alat	Instrumentasi
1.	Tangki penampung	LI ; PI
2.	Pompa	FC ; LC
3.	Reaktor	TC ; PC
4.	Heat Exchanger	TC
5.	Distilasi	PC ; LC

VII.2. Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja atau safety factor adalah hal yang paling utama yang harus diperhatikan dalam merencanakan suatu pabrik, hal ini disebabkan karena :

- Dapat mencegah terjadinya kerusakan – kerusakan yang besar yang disebabkan oleh kebakaran atau hal lainnya baik terhadap karyawan maupun oleh peralatan itu sendiri.
- Terpeliharanya peralatan dengan baik sehingga dapat digunakan dalam waktu yang cukup lama. Bahaya yang dapat timbul pada suatu pabrik banyak sekali jenisnya, hal ini tergantung pada bahan yang akan diolah maupun tipe proses yang dikerjakan.

Secara umum bahaya – bahaya tersebut dapat dibagi dalam tiga kategori, yaitu :

1. Bahaya kebakaran.



2. Bahaya kecelakaan secara kimia.
3. Bahaya terhadap zat – zat kimia.

Untuk menghindari kecelakaan yang mungkin terjadi, berikut ini terdapat beberapa hal yang perlu mendapat perhatian pada setiap pabrik pada umumnya dan pada pabrik ini pada khususnya.

VII.2.1. Bahaya Kebakaran

A. Penyebab Kebakaran.

- Adanya nyala terbuka (open flame) yang datang dari unit utilitas, workshop dan lain – lain.
- Adanya loncatan bunga api yang disebabkan karena korsleting aliran listrik seperti pada stop kontak, saklar serta instrument lainnya.

B. Pencegahan.

- Menempatkan unit utilitas dan power plant cukup jauh dari lokasi proses yang dikerjakan.
- Menempatkan bahan yang mudah terbakar pada tempat yang terisolasi dan tertutup.
- Memasang kabel atau kawat listrik di tempat – tempat yang terlindung, jauh dari daerah yang panas yang memungkinkan terjadinya kebakaran.
- Sistem alarm hendaknya ditempatkan pada lokasi dimana tenaga kerja dengan cepat dapat mengerahui apabila terjadi kebakara.

C. Alat pencegah kebakaran.

- Instalasi permanen seperti fire hydrant system dan sprinkle otomatis.
- Pemakaian portable fire – extinguisher bagi daerah yang mudah dijangkau

bila terjadi kebakaran. Jenis dan jumlahnya pada perencanaan pabrik ini dapat dilihat pada tabel VII.2.

- Untuk pabrik ini lebih disukai alat pemadam kebakaran tipe karbon dioksida.
- Karena bahan baku ada yang beracun, maka perlu digunakan kantong – kantong udara atau alat pernafasan yang ditempatkan pada daerah – daerah strategis pada pabrik ini.

Tabel VII.2. Jenis dan Jumlah Fire – Extinguisher.

No	Tempat	Jenis	Berat Serbuk	Jarak Semprot	Jumlah
1.	Pos Keamana	YA – 10L	3,5 Kg	8 m	3
2.	Kantor	YA – 20L	6,0 Kg	8 m	2
3.	Daerah Proses	YA – 20L	8,0 Kg	7 m	4
4.	Gudang	YA – 10L	4,0 Kg	8 m	2
5.	Bengkel	YA – 10L	8,0 Kg	7 m	2
6.	Unit Pembangkit	YA – 20L	8,0 Kg	7 m	2
7.	Laboratorium	YA – 20L	8,0 Kg	7 m	2

VII.2.2. Bahaya Kecelakaan

Karena kesalahan mekanik sering terjadi dikarenakan kelalaian pengerjaan maupun kesalahan konstruksi dan tidak mengikuti aturan yang berlaku. Bentuk kerusakan yang umum adalah karena korosi dan ledakan. Kejadian ini selain mengakibatkan kerugian yang sangat besar karena dapat mengakibatkan cacat tubuh maupun hilangnya nyawa pekerja. Berbagai kemungkinan kecelakaan karena mekanik pada pabrik ini dan cara pencegahannya dapat digunakan sebagai berikut :

A. Vessel.

Kesalahan dalam perencanaan vessel dan tangki dapat mengakibatkan kerusakan fatal, cara pencegahannya :

- Menyeleksi dengan hati – hati bahan konstruksi yang sesuai, tahan korosi serta memakai corrosion allowance yang wajar. Untuk pabrik ini, semua bahan konstruksi yang umum dapat dipergunakan dengan pengecualian adanya seng dan tembaga. Bahan konstruksi yang biasanya dipakai untuk tangki penyimpanan, perpipaan dan peralatan lainnya dalam pabrik ini adalah steel. Semua konstruksi harus sesuai dengan standart ASME (America Society Mechanical Engineering).
- Memperhatikan teknik pengelasan.
- Memakai level gauge yang otomatis.
- Penyediaan manhole dan handhole (bila memungkinkan) yang memadai untuk inspeksi dan pemeliharaan. Disamping itu peralatan tersebut harus dapat diatur sehingga mudah untuk digunakan.



B. Heat Exchanger.

Kerusakan yang terjadi pada umumnya disebabkan karena kebocoran – kebocoran. Hal ini dapat dicegah dengan cara :

- Pada inlet dan outlet dipasang block valve untuk mencegah terjadinya thermal expansion.
- Drainhole yang cukup harus disediakan untuk pemeliharaan.
- Pengecekan dan pengujian terhadap setiap ruangan fluida secara sendiri – sendiri.
- Memakai heat exchanger yang cocok untuk ukuran tersebut. Disamping itu juga aliran harus benar – benar dijaga agar tidak terjadi perpindahan panas yang berlebihan sehingga terjadi perubahan fase didalam pipa.

C. Peralatan yang bergerak.

Peralatan yang bergerak apabila ditempatkan tidak hati – hati, maka akan menimbulkan bahaya bagi pekerja. Pencegahan bahaya ini dapat dilakukan dengan :

- Pemasangan penghalang untuk semua sambungan pipa.
- Adanya jarak yang cukup bagi peralatan untuk memperoleh kebebasan ruang gerak.

D. Perpipaan

Selain ditinjau dari segi ekonomisnya, perpipaan juga harus ditinjau dari segi keamanannya hal ini dikarenakan perpipaan yang kurang teratur dapat membahayakan pekerja terutama pada malam hari, seperti terbentur, tersandung dan sebagainya. Sambungan yang kurang baik dapat menimbulkan juga hal – hal



yang tidak diinginkan seperti kebocoran – kebocoran bahan kimia yang berbahaya. Untuk menghindari hal – hal yan tidak diinginkan tersebut, maka dapat dilakukan dengan cara :

- Pemasangan pipa, untuk ukuran yang tidak besar hendaknya pada elevasi yang tinggi tidak didalam tanah karena dapat menimbulkan kesulitan apabila terjadi kebocoran.
- Bahan konstruksi yang dipakai untuk perpipaan harus memakai bahan konstruksi dari steel.
- Sebelum dipakai, hendaknya diadakan pengecekan dan pengetesan terhadap kekuatan tekan dan kerusakan yang diakibatkan karena perubahan suhu, begitu juga harus dicegah terjadinya over stressing atau pondasi yang bergerak.
- Pemberian warna pada masing – masing pipa yang bersangkutan akan dapat memudahkan apabia terjadi kebocoran.

E. Listrik.

Kebakaran sering terjadi akibat kurang baiknya perencanaan instalasi listrik dan kebocoran operator yang menanganinya. Sebagai usaha pencegahannya dapat dilakukan :

- Alat – alat listrik dibawah tanah sebaiknya diberi tanda seperti dengan cat warna pada penutupnya atau diberi isolasi berwarna.
- Pemasangan alat remote shut down dari alat – alat operasi disamping starter.
- Penerangan yang cukup pada semua bagian pabrik supaya operator tidak



mengalami kesulitan dalam bekerja.

- Sebaiknya untuk penerangan juga disediakan oleh PLN meskipun kapasitas generator set mencukupi untuk penerangan dan proses.
- Penyediaan emergency power supplies tegangan tinggi.
- Meletakkan jalur – jalur kabel listrik pada posisi aman.
- Merawat peralatan listrik, kabel, starter, trafo dan lain sebagainya.

F. Isolasi.

Isolasi penting sekali terutama berpengaruh terhadap pada karyawan dari kepanasan yang mengganggu kinerja pada karyawan, oleh karena itu dilakukan :

- Pemakaian isolasi pada alat – alat yang menimbulkan panas seperti reaktor, kolom distilasi dan lain – lain. Sehingga tidak mengganggu konsentrasi pekerja.
- Pemasangan isolasi pada kabel instrumen, kawat listrik dan perpipaan yang berada pada daerah yang panas, hal ini dimaksudkan untuk mencegah terjadinya kebakaran.

G. Bangunan Pabrik.

Hal – hal yang perlu diperhatikan dalam perencanaan bangunan pabrik adalah :

- Bangunan – bangunan yang tinggi harus diberi penangkal petir dan jika tingginya melebihi 20 meter, maka harus diberi lampu suar (mercu suar).
- Konstruksi yang kuat, harus mendapat perhatian yang cukup tinggi.
- Tata letak peralatan yang tepat sehingga tidak mengganggu kekuatan



konstruksi.

- Sedikitnya harus ada dua jalan keluar dari dalam bangunan.

VII.2.3. Bahaya karena bahan kimia

Banyak bahan kimia yang berbahaya bagi kesehatan. Biasanya para pekerja tidak mengetahui seberapa jauh bahaya yang dapat ditimbulkan oleh bahan kimia seperti bahan – bahan berupa gas yang tidak berbau atau tidak berwarna yang sangat sulit diketahui jika terjadi kebocoran. Untuk itu sering diberikan penjelasan pendahuluan bagi para pekerja agar mereka dapat mengetahui bahan kimia tersebut berbahaya. Cara lainnya adalah memberikan tanda – tanda atau gambar – gambar pada daerah yang berbahaya atau pada alat – alat yang berbahaya, sehingga semua orang yang berada didekatnya dapat lebih waspada. Selain hal – hal tersebut diatas, usaha – usaha lain dalam menjaga keselamatan kerja dalam pabrik ini adalah memperhatikan hal – hal seperti :

1. Didalam ruang produksi para pekerja dan para operator dilarang merokok.
2. Harus memakai sepatu karet dan tidak diperkenankan memakai sepatu yang alasnya berpaku.
3. Untuk pekerja lapangan maupun pekerja proses dan semua orang yang memasuki daerah proses diharuskan mengenakan topi pengaman agar terlindung dari kemungkinan kejatuhan barang – barang dari atas.
4. Karena sifat alami dari steam yang sangat berbahaya, maka harus disediakan kacamata tahan uap, masker penutup wajah dan sarung tangan yang harus dikenakan.



BAB VIII

UTILITAS

Dalam sebuah pabrik, utilitas merupakan bagian yang tidak dapat dipisahkan mengingat saling berhubungan antara proses industri dengan kebutuhan utilitas untuk proses tersebut. Dalam hal ini, utilitas dari suatu pabrik terdiri atas :

1. Unit Pengolahan Air

Unit ini berfungsi sebagai penyedia kebutuhan air pendingin, air proses, air sanitasi dan air pengisi boiler.

2. Unit Pembangkit Steam

Unit ini berfungsi sebagai penyedia kebutuhan steam pada proses evaporasi, pemanasan dan supply pembangkit listrik.

3. Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Unit ini berfungsi sebagai penyedia kebutuhan listrik bagi alat – alat, bangunan, jalan raya, dan lain sebagainya.

4. Unit Bahan Bakar

Unit ini berfungsi sebagai penyedia kebutuhan bahan bakar bagi alat – alat, generator, boiler, dan sebagainya.

5. Unit Pengolahan Limbah

Unit ini berfungsi sebagai pengolahan limbah pabrik baik limbah cair, padat, maupun gas dari proses pabrik.



Sistem Pengolahan Air

Air adalah suatu zat yang banyak terdapat dialam bebas. Sesuai sengan tempat sumber air tersebut berasal, air mempunyai fungsi yang berlainan, dengan karakteristik yang ada. Air banyak sekali diperlukan didalam kehidupan, baik secara langsung maupun tidak langsung.

Didalam pabrik ini, dibedakan menjadi 2 bagian utama dalam sistem pengolahan air. Bagian pertama adalah unit pengolahan air sebagai unit penyedia kebutuhan air dan unit pengolahan air buangan sebagai pengolah air buangan pabrik sebelum dibuang ke badam penerima air.

Dalam pabrik ini sebagian besar air dimanfaatkan sebagai air proses dan sebagai media perpindahan energi. Untuk melaksanakan fungsi tersebut, air harus mengalami proses pengolahan terlebih dahulu sehingga pabrik dapat berfungsi dengan handal, aman, dan efisien.

Secara umum fungsi air di pabrik ini terbagi dalam beberapa sistem pemakaian, masing – masing mempunyai persyaratan kualitas yang berbeda sesuai dengan fungsi dan kegunaannya. Sistem pemakaian tersebut antara lain adalah :

1. Sebagai air pendingin.
2. Sebagai air proses.
3. Sebagai air sanitasi.
4. Sebagai air pengisi boiler.

VIII.1 Unit Penyediaan Steam

Unit penyediaan steam berfungsi untuk menyediakan kebutuhan steam, yang digunakan sebagai media pemanas pada proses pabrik ini. Jumlah yang dibutuhkan pabrik adalah :

Peralatan	Kebutuhan	
	kg/jam	lb/jam
Heater I	224014,6090	493862,6071
Heater II	2240,1461	4938,6261
Heater III	4480,2922	9877,2521
Reboiler I	1283,1509	2828,8345
Reboiler II	1126,1509	2482,7123
Reboiler III	916,1509	2019,7463
Total	234060,5	516009,7783

Untuk faktor keamanan direncanakan steam yang diambil 1,2 kali kebutuhan normal. Maka steam yang disediakan boiler :

$$1,2 \times 516009,7783 = 619211,7339 \text{ lb/jam}$$

Menghitung kebutuhan bahan bakar

$$mf = \frac{m_s (h - h_f)}{e_b \cdot F} \times 100\% \quad \text{hal. 142 (Severn, W.H.1977)}$$

dimana :

Mf : berat bahan bakar yang digunakan

ms : berat steam yang dihasilkan, lb/jam

hv : Entalpy uap yang dihasilkan Btu/jam

hl : ENTALPY liquid yang masuk

eb : Efisiensi Boiler = 85% - 92%

F : Heating Value Btu/jam

Direncanakan steam yang dipakai adalah steam jenuh dengan]

$$t_s = 374 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P = 217 \text{ kPa}$$

$$h_l = 47,227 \text{ Btu / lb Steam table (Smith\&Vannes }^{5\text{ed}}.1974)$$

$$h_v = 54,214 \text{ Btu / lb Steam table (Smith\&Vannes }^{5\text{ed}}.1974)$$

$$h_v - h_l = 6,987$$

$$e_b = 92\% \text{ (diambil efisiensi maksimum)}$$

$$F = \text{nilai kalor bahan bakar}$$

Digunakan petroleum Fuels Oil 33" API (0,22% sulfur) (Perry ^{7ed}, T.27 - 6)

dan Perry ^{7ed}, fig 27-3, didapat : relative density, ρ 0,86 gr/cc = 7,2 lb/gal;

Heating value 137273 Btu/gal ;

$$F = 137273 / 7,2$$

$$= 19065,69 \text{ Btu / lb}$$

$$mf = \frac{m_s (h - h_f)}{e_b \cdot F} \times 100\% \quad \text{hal. 142 (Severn, W.H.1974)}$$

$$= \frac{619211,7 \times (54,21 - 47,23)}{92\% \times 19065,69} \times 100\%$$

$$= 246,6547 \text{ lb/jam}$$

$$= 5919,714 \text{ lb/hari}$$

Maka bahan bakar yang dibutuhkan 5919,714 lb/hari.

Power Boiler :

$$hp = \frac{m_s (h - h_f)}{970,3 \times 34,5} \quad \text{hal. 140 (Severn, W.H.1974)}$$

dimana :

Angka-angka 970,3 dan 34,5 adalah suatu penyesuaian pada penguapan 34,5 lb air/j dari air pada 212°F menjadi uap kering pada 212°F pada tekanan 1 atm untuk kondisi demikian diperlukan enthalpy penguapan sebesar 970,3 Btu / lb.

$$\begin{aligned}\text{Daya} &= \frac{619211,7 \text{ [} 54,21 - 47,227 \text{]}}{970,3 \times 34,5} \\ &= 129 \text{ HP}\end{aligned}$$

Menghitung kapasitas Boiler

$$\begin{aligned}Q &= \frac{619211,7 \times \text{[} 54,21 - 47,227 \text{]}}{1000} \\ &= 4326,4 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Air yang dibutuhkan} &= 1,1 \times \text{jumlah air yang dibutuhkan} \\ &= 1,1 \times 619211,7339 \\ &= 681132,9073 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 19289,6852 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 462952,4438 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

$$\text{Density air pada } 30 \text{ C} = 62,4 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Volumetric air} &= \frac{681132,9073}{62,43} \\ &= 10910,3461 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 308,9810 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 7415,5445 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$



Dianggap kehilangan air kondensat 20% maka air yang ditambahkan sebagai

$$\begin{aligned}\text{make up water adalah} & 1,2 \times 7415,545 \\ & = 8898,653 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

$$\text{Heating surface} = 1292,4233$$

Spesifikasi :

Nama alat	: Boiler
Tekanan steam	: 216,70 kPa
Suhu steam	: 374 °C
Tipe	: Water tube boiler
Heating Surface	: 1292,4 ft ²
Kapasitas boiler	: 4326,432 Btu / jam
Rate steam	: 246,6547 lb / jam
Effisiensi	: 92%
Power	: 129 HP
Bahan bakar	: Diesel oil 33 ⁰ API
Rate bahan bakar	: 5919,7 lb / jam
Jumlah	: 1 buah

VIII.2. Unit Penyediaan Air

Air di dalam pabrik memegang peranan penting dan harus memenuhi persyaratan tertentu yang disesuaikan dengan masing – masing keperluan di dalam pabrik. Penyediaan air untuk pabrik ini direncanakan dari air sungai.

Air sungai sebelum masuk ke dalam bak penampung, dilakukan penyaringan lebih dahulu dengan maksud untuk menghilangkan kotoran – kotoran yang bersifat makro dengan jalan memasang sekat – sekat kayu agar kotoran –



kotoran tersebut terhalang dan tidak ikut masuk ke dalam tangki penampung (reservoir). Dari tangki penampung kemudian dilakukan pengolahan (dalam unit water treatment). Untuk menghemat pemakaian air maka diadakan sirkulasi.

Air dalam pabrik ini dipakai untuk : 1. Air sanitasi.

2. Air umpan boiler

3. Air pendingin

VIII.2.1. Air Sanitasi

Air sanitasi untuk keperluan minum, masak, cuci, mandi, dan sebagainya.

Berdasarkan S.K Gubernur Jatim No.413/1987, baku mutu air baku harian :

Parameter	Satuan	S.K Gubernur
Suhu	°C	Suhu air normal (25 - 30°C)
Kekeruhan	Skala NTU	
Warna	Unit Pt-Co	
SS	Ppm	
pH		6 - 8,5
Alkalinitas	ppm CaCO ₃	
CO ₂ bebas	ppm CO ₂	
DO	ppm O ₂	> = 4
Nitrit	ppm NO ₂	Nihil
Ammonia	ppm NH ₃ -N	0,5
Tembaga	ppm Cu	1
Fosfat	ppm PO ₄	
Sulfida	ppm H ₂ S	Nihil
Besi	ppm Fe	5
Krom heksafalen	ppm Cr	0,05
Mangan	ppm Mn	0,5
Seng	ppm Zn	5
Timbal	ppm Pb	0,1
COD	ppm O ₂	10
Detergen	ppm MBAS	0,5



Kebutuhan air sanitasi untuk pabrik ini adalah untuk :

- Karyawan, asumsi kebutuhan air untuk karyawan	=	15 m ³ / hari	
= 15 liter/hari per orang x 150	=	2 m ³ / hari	
- Keperluan laboratorium	=	18 m ³ / hari	
- Untuk menyiram kebun dan kebersihan pabrik	=	20 m ³ / hari	
- Cadangan dan lain-lain	=	10 m ³ / hari	+
Total kebutuhan air sanitasi		=	50 m ³ / hari

VIII.2.2. Air Umpan Boiler

Air ini dipergunakan untuk menghasilkan steam didalam boiler. Air umpan boiler harus memenuhi persyaratan yang sangat ketat, karena kelangsungan operasi boiler sangat bergantung pada kondisi air umpannya.

Beberapa persyaratan yang harus dipenuhi antara lain :

1. Bebas dari zat penyebab korosi, seperti asam, gas – gas terlarut.
2. Bebas dari zat penyebab kerak yang disebabkan oleh kesadahan yang tinggi, yang biasanya berupa garam – garam karbonat dan silika.
3. Bebas dari zat penyebab timbulnya buih (busa) seperti zat – zat organik, anorganik, dan minyak.
4. Kandungan logam dan impuritis seminimal mungkin.

$$\text{Kebutuhan air untuk umpan Boiler} = 8898,6534 \text{ m}^3/\text{hari}$$



VIII.2.3 Air Pendingin

Untuk kelancaran dan efisiensi kerja dari air pendingin, maka perlu diperhatikan persyaratan untuk air pendingin dan air umpan boiler : (Lamb : 302)

Karakteristik	Kadar maximum (ppm)	
	Air Boiler	Air pendingin
Silica	0,7	50
Aluminium	0,01	-
Iron	0,05	-
Mangan	0,01	-
Calcium	-	200
Sulfate	-	680
Chlorida	-	600
Dissolved Solid	200	1000
Suspended Solid	0,5	5000
Hardness	0,07	850
Alkalinity	40	500

Untuk menghemat air, maka air pendingin yang telah digunakan didinginkan kembali kedalam cooling tower, sehingga perlu disirkulasi air pendingin, maka disediakan pengganti sebanyak 10% kebutuhan. Kebutuhan air pendingin :

Peralatan	Kebutuhan
	(kg/jam)
Reaktor	810,6465
Partial Kondensor	408,2538
Kondensor I	9418,41306
Kondensor II	19648,77679
Kondensor III	53265,8949
Total	83552



$$\text{Total kebutuhan air pendingin} = 83552 \text{ kg / hari}$$

$$\text{Densitas air} = 1000 \text{ kg / m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air pendingin} &= \text{Massa/densitas} \\ &= 83,55 \text{ m}^3 / \text{hari} \end{aligned}$$

Dianggap kehilangan air pada waktu sirkulasi 10% dari total air pendingin.

Sehingga sirkulasi air pendingin adalah 90%.

$$\begin{aligned} \text{Air yang disirkulasi} &= 90\% \times 83,552 \\ &= 75,1968 \end{aligned}$$

Air yang harus ditambahkan sebagai make up water $75,1968 \text{ m}^3/\text{hari}$

Jadi, total kebutuhan air (disirkulasi) sebesar :

$$\begin{aligned} &= 10\% \times 83,55 = 8,3552 \text{ m}^3 / \text{hari} \\ &= \frac{75,197 \times 264}{24 \times 60} = 13,795 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$T \text{ air masuk cooling tower (} T_1 \text{)} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 112 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T \text{ air keluar cooling tower (} T_2 \text{)} = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 139 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Diambil kondisi 70% relative humidity 25°C .

$$T \text{ wet bulb} = T_{wb} = 78 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Temperature approach} &= T_2 - T_{wb} \\ &= 112 - 68 = 45 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Temperature range} &= T_1 - T_2 \\ &= 112 - 77 = 36 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$



Dengan dasar perhitungan dari hal. 3-795(Perry^{6.ed}.1984), diperoleh :

- Tinggi cooling tower = 35 ft
- Jumlah deck = 12 buah
- Lebar cooling tower = 12 ft
- Kecepatan angin = 3 mil / jam

$$L = \frac{Gpm \times W}{C \times 12 \times CW \times CH} \quad \text{hal. 3-795(Perry}^{6.ed}\text{.1984)}$$

dengan :

- L = panjang cooling tower, ft
- W = wind convection factor.
- C = konsentrasi air / ft² cooling.
- CW = wet bulb correction factor.

diperoleh :

- W = 1 fig.56, hal.3-794 (Perry 6.ed.1984)
- CW = 1 fig.56, hal.3-794 (Perry 6.ed.1984)
- C = 2 fig.56, hal.3-794 (Perry 6.ed.1984)
- CH = 1 fig.56, hal.3-794 (Perry 6.ed.1984)

Maka dapat diperoleh :

$$L = \frac{13,7950 \times 1}{2 \times 12 \times 1 \times 1} = 0,3285 \text{ ft}$$

**Spesifikasi :**

Nama	: Cooling Tower
Tipe	: Cross Flow Induced Draft Cooling Tower.
Tinggi	: 35 ft
Panjang	: 0,3285 ft
Jumlah deck	: 12 buah
Bahan konstruksi	: Kayu jati
Jumlah	: 1 buah

VIII.3 Unit Pengolahan Air (Water Treatment)

Air untuk keperluan industri harus terbebas dari kontaminan yang merupakan faktor penyebab terbentuknya endapan, korosi pada logam, dan lainnya. Untuk mengatasi masalah ini maka dari sumber air tetap memerlukan pengolahan sebelum dipergunakan.

Proses Pengolahan Air Sungai

Air sungai dipompakan ke bak penampung yg terlebih dahulu yang sebelumnya di lakukan penyaringan dengan cara memasang serat kayu agar kotoran bersifat makro tidak ikut masuk dalam bak koagulasi. Selanjutnya air sungai dipompakan ke koagulasi tank dengan penambahan koagulan $Al_2(SO_4)_3$ yang bertujuan untuk menguraikan partikel-partikel kotor yang terkandung pada air sungai. Kemudian air sungai tersebut mengalir ke flokulasi tank dimana di lakukan penambahan PAC yang bertujuan untuk menggumpalkan partikel yang telah terurai pada koagulasi tank menjadi gumpalan (flok). Setelah proses tersebut menuju ke clarifier ini sehingga pemisahan antara air bersih dan juga flok yang



terbentuk pada proses flokulasi. Kemudian air bersih di tampung sementara pada bak penampung air. Air bersih selanjutnya dipompakan melewati sand filter untuk dilakukan penyaringan kotoran yang masih terikat oleh air. Air yg keluar ditampung ke bak penampung air. Air yang sudah ditampung dipompakan ke bak penampung air sanitasi dengan penambahan kaporit untuk membebaskan dari kuman. Selanjutnya air dapat di manfaatkan sesuai kebutuhan. Dari perincian di atas, dapat di simpulkan kebutuhan air dalam pabrik adalah :

- Air umpan boiler = $8898,65 \text{ m}^3 / \text{hari}$
- Air pendingin = $83551,99 \text{ m}^3 / \text{hari}$
- Air sanitasi = $50,25 \text{ m}^3 / \text{hari}$
- Total = $92500,89 \text{ m}^3 / \text{hari}$

Total air yang harus disupply dari water treatment = $92500,888 \text{ m}^3 / \text{hari}$

Untuk faktor keamanan maka direncanakan kebutuhan air sungai 10% lebih besar sehingga jumlah air sungai yang di butuhkan adalah :

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan air sungai} &= 1,1 \times \text{kebutuhan normal} \\ &= 1,1 \times 92500,88848 \text{ m}^3 / \text{hari} \\ &= 101751 \text{ m}^3 / \text{hari} \\ &= 4239,624 \text{ m}^3 / \text{jam} \end{aligned}$$



VIII.3.1. Spesifikasi Peralatan Pengolahan Air

1. Bak Penampung Air Sungai

Fungsi : Menampung air sungai sebelum diproses menjadi air bersih.

Tipe : Bak berbentuk persegi panjang, terbuat dari beton.

Rate volumetrik : $4239,624 \text{ m}^3 / \text{jam}$

Direncanakan : 5 bak penampung = $847,92 \text{ m}^3 / \text{hari}$

Ditentukan : Waktu tinggal = 24 jam

Volume air total : $20350,2 \text{ m}^3$

Dimisalkan : Panjang = (5 X) m

Lebar = (3 X) m

Tinggi = (2 X) m

Volume bak penampung (direncanakan 85% terisi air) :

$$= 20350 / 85\%$$

$$= 23941 \text{ m}^3$$

Volume bak penampung = Panjang x Lebar x Tinggi

$$23941,41 = (2 \text{ X}) \times (3 \text{ X}) \times (5 \text{ X})$$

$$23941,41 = 30 \text{ X}^3$$

$$\text{X} = 9,2756$$

Maka :

$$\text{Panjang} = 2 \text{ X m} = 5 \times 9,2756 = 46,378 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 3 \text{ X m} = 3 \times 9,2756 = 27,827 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 5 \text{ X m} = 2 \times 9,2756 = 18,551 \text{ m}$$



Check volume :

$$\begin{aligned}\text{Volume bak} &= \text{Panjang} \times \text{Lebar} \times \text{Tinggi} \\ &= 46,378 \times 27,827 \times 18,551 \\ &= 23941 \text{ m}^3 \quad (\text{memenuhi})\end{aligned}$$

Spesifikasi :

Fungsi

Kapasitas : Menampung air sungai

Bentuk : 23941 m³

Ukuran : Empat persegi panjang terbuka.

: Panjang = 46,378 m

Lebar = 27,827 m

Bahan konstruksi Tinggi = 18,551 m

Jumlah : Beton

: 5 buah

2. Bak Koagulasi

Fungsi : Tempat terjadinya penguraian partikel dan kontaminan air sungai dengan penambahan Al₂(SO₄) untuk destabilisasi kotoran dalam air yang tak dikehendaki.

Tipe : Terbuat dari beton dan dilengkapi pengaduk.

Perhitungan :

$$\text{Rate volumetrik} = 4239,624 \text{ m}^3/\text{jam} = 4239624,056 \text{ liter / jam}$$

$$\text{Kelarutan Alum} = 20 \text{ mg / liter}$$

$$\text{Kebutuhan Alum} = 20 \times 4239624$$

$$= 84792481,11 \text{ mg / jam}$$

$$= 84792,48111 \text{ kg/jam}$$

$$= 671556450,4 \text{ kg/tahun}(330 \text{ hari})$$



$$\text{alum} = 1,13 \text{ kg/L}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume alum} &= \frac{84792,48}{1,1293} = 75084,11 \text{ liter/jam} \\ &= 75,1 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 0,5 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air dan alum} &= \left(\frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 0,5 \text{ jam} \right) \\ &= 2157,4 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang tangki berbentuk silinder dan 85% dari tangki terisi air

$$\text{Volume tangki} = \frac{2157,4}{85\%} = 2538,1 \text{ m}^3$$

Jumlah tangki yang digunakan = 1 buah

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$\text{Asumsi : } H = D$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{3,14}{4} \times D^2 \times D$$

$$2538,1 = 0,79 D^3$$

$$D = 14,8 \text{ m}$$

$$H = 1 \times 14,787 = 14,787 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi cairan} &= \frac{1}{4} \times D^2 \times H \\ \text{didalam tangki} & \\ 2157,354 &= \frac{3}{4} \times 14,8^2 \times H \\ H &= 12,569 \text{ m}\end{aligned}$$

Dirancang pengaduk tipe flat blade turbin dengan 6 blade dgn perbandingan

diameter impeller dengan diameter tangki (T/D) = 0,3

$$\begin{aligned}\text{Diameter impeler (Da)} &= 1/3 \text{ diameter tangki} = 0,33 \times 14,8 \\ &= 4,93 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{air} &= 1000 \text{ kg/m}^3 \\ \mu \text{ air} &= 0,8 \text{ cp} = 0,00084 \text{ kg/m.s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}N_{Re} &= \frac{\rho \times D^2 \times N}{\mu} = \frac{1000 \times 4,93^2 \times 0,17}{0,0008} \\ &= 4821354\end{aligned}$$

Dari figure 3.4-4(Geankoplis.1984)

diketahui nilai N_p pada $N_{Re} = 476186,8$ adalah $N_p = 20$

Daya yang diperlukan untuk motor pengaduk :

$$\begin{aligned}P &= N_p \times \rho \times N^3 \times T^5 \\ &= 20 \times 1000 \times 0,17^3 \times 4,93^5 \\ &= 744 \text{ watt} \\ &= 1 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Jika efisiensi motor 80%, maka :

$$P = \frac{1}{0,8} = 1,25 \text{ Hp}$$

Dipilih motor = 1,25 Hp

Spesifikasi Flokulasi tank :

Fungsi : Sebagai tempat terjadinya koagulasi serta flokulasi

Kapasitas : 2561,8 m³

Jumlah : 1 buah

Bentuk : Silinder

Ukuran bak : Diameter = 14,8 m

Tinggi = 14,8 m

Motor penggerak : 1,25 Hp

Bahan : Beton

4. Clarifier

Fungsi : Tempat pemisahan antara flok / padatan dengan air bersih

Waktu tinggal = 2 jam

Rate volumetrik = 4239,6 m³/jam

Volume air = 4239,6 x 2 = 8479,248 m³

Direncanakan volume tangki = Volume air

Volume tangki = 8479,2 m³

Volume tangki
$$= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$



Asumsi : $H = D$

$$\text{Volume tangki} = \frac{3,14}{4} \times D^2 \times D$$

$$8479,2 = 0,79 D^3$$

$$D = 22,1 \text{ m}$$

$$H = 1 \times 22,105 \text{ m} = 22,105 \text{ m}$$

Spesifikasi :

Fungsi : Sebagai tempat terjadinya koagulasi serta flokulasi

Bentuk : Silinder

Diamete : 22,1 m

Tinggi : 22,1 m

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 1 buah

5. Bak Penampung dari clarifier

Fungsi : Menampung air sungai bersih dari clarifier

Tipe : Bak berbentuk persegi panjang, terbuat dari beton.

Rate volumetrik : $4239,624 \text{ m}^3 / \text{jam}$

Direncanakan : 5 bak penampung = $847,9248 \text{ m}^3 / \text{hari}$

Ditentukan : Waktu tinggal = 12 jam

Volume air total : $10175,1 \text{ m}^3$

Dimisalkan : Panjang = (5 X)m

Lebar = (3 X) m

Tinggi = (2 X)m



Volume bak penampung (direncanakan 85% terisi air) :

$$= \frac{10175}{0,85}$$

$$= 11970,703 \text{ m}^3$$

Volume bak penampung = Panjang x Lebar x Tinggi

$$11970,7032 = (5 \text{ X}) \times (3 \text{ X}) \times (2 \text{ X})$$

$$11970,7032 = 30 \text{ X}^3$$

$$\text{X} = 7,3621$$

$$\text{Panjang} = 5 \text{ X} = 5 \times 7,3621 = 45 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 3 \text{ X} = 3 \times 7,3621 = 22,086 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 2 \text{ X} = 2 \times 7,3621 = 14,724 \text{ m}$$

Check volume :

Volume bak = Panjang x Lebar x Tinggi

$$= 45 \times 22,086 \times 14,724$$

$$= 11970,7 \text{ m}^3 \text{ (memenuhi)}$$

Spesifikasi :

Fungsi : Menampung air sungai bersih dari clarifier

Kapasitas : $11970,7 \text{ m}^3$

Bentuk : Empat persegi panjang terbuka.

Ukuran : Panjang = 45,000 m

Lebar = 22,086 m

Tinggi = 14,724 m

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 5 buah



6. Sand Filter

Fungsi : Menyaring kotoran yang tersuspensi dalam air dengan menggunakan penyaring.

Rate volumetrik : $4239,6 \text{ m}^3/\text{jam}$

Waktu filtrasi : 15 menit

Jumlah flok = 10% dari debit air yang masuk
 $= 10\% \times 4239,6 = 423,96 \text{ m}^3/\text{jam}$

Volume air = $4239,6 - 423,96$
 $= 3815,7 \text{ m}^3/\text{jam}$

Volume air yang ditampung = $953,92 \text{ m}^3 = 4200,4 \text{ gpm}$

Rate filtrasi : 12 gpm/ft^2 (Perry ^{6.ed}.1984)

Luas penampang bed : $\frac{4200,4}{12} = 350 \text{ ft}^2$

Diameter bed : $\frac{4 \times A^{0,5}}{3,14} = \frac{4 \times 350,03^{0,5}}{3,14}$
 $= 21,116 \text{ m}$

Tinggi lapisan dalam kolom, diasumsikan :

Lapisan Gravel = 0,3 m

Lapisan Pasir = 0,7 m

Tinggi Air = 3 m

Tinggi lapisan = 4,0 m

Kenaikan akibat back wash = 25% dari tinggi lapisan
 $= 25\% \times 4 = 1 \text{ m}$



Tinggi total lapisan

$$\begin{aligned} &= \text{tinggi bed} + \text{tinggi fluidisasi} + \text{tinggi bagian atas pipa} + \text{tinggi} \\ &\quad \text{bagian untuk pipa} \\ &= 4 + 1 + 0,03 + 0,03 \\ &= 5,06 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Fungsi : Menyaring air dari bak penampung air bersih

Kapasitas : $3815,7 \text{ m}^3 / \text{jam}$

Bentuk : Bejana tegak

Diameter : $21,1 \text{ m}$

Tinggi : $5,06 \text{ m}$

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA - 283 grade P

Jumlah : 1 buah

7. Bak Penampung Air Bersih

Fungsi : Menampung air dari Sand Filter.

Tipe : Bak berbentuk persegi panjang terbuat dari beton.

Rate volumetrik : $4239,6 \text{ m}^3 / \text{jam}$

Direncanakan : 5 bak penampung = $847,92 \text{ m}^3 / \text{hari}$

Ditentukan : Waktu tinggal = 12 jam

Volume air total : $10175,1 \text{ m}^3$

Dimisalkan : Panjang = $(5 \text{ X}) \text{ m}$

Lebar = $(3 \text{ X}) \text{ m}$

Tinggi = $(2 \text{ X}) \text{ m}$



Volume bak penampung (direncanakan 85% terisi air) :

$$= 10175 / 0,85$$

$$= 11971 \text{ m}^3$$

Volume bak penampung = Panjang x Lebar x Tinggi

$$11970,70322 = (5 \text{ X}) \times (3 \text{ X}) \times (2 \text{ X})$$

$$11970,70322 = 30 \text{ X}^3$$

$$\text{X} = 7,3621$$

$$\text{Panjang} = 5 \text{ X m} = 5 \times 7,3621 = 36,81 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 3 \text{ X m} = 3 \times 7,3621 = 22,086 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 2 \text{ X m} = 2 \times 7,3621 = 14,724 \text{ m}$$

Check volume :

Volume = Panjang x Lebar x Tinggi

$$= 36,8 \times 22,086 \times 14,724$$

$$= 11971 \text{ m}^3 (\text{memenuhi})$$

Spesifikasi :

Fungsi : Menampung air sungai

Kapasitas : 11970,7 m³

Bentuk : Empat persegi panjang terbuka.

Ukuran : Panjang = 36,810 m

Lebar = 22,086 m

Tinggi = 14,724 m

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 5 buah



8. Kation Exchanger

Fungsi : Mengurangi kesadahan air yang disebabkan oleh garam-garam Ca^{2+} . Kandungan CaCO_3 dari water treatment masih sekitar 5 grain / gallon (Kirk-othmer.1965). Kandungan ini sedianya di hilangkan dengan resin zeolith bentuk granular agar sesuai dengan syarat air boiler.

$$\text{Kandungan } \text{CaCO}_3 = 5 \text{ grain/gal} = 0,325 \text{ gr/gal}$$

$$(1 \text{ grain} = 0,000065 \text{ kg})$$

$$\text{Jumlah air yang diproses} = 8898,7 \text{ m}^3 = 2351024 \text{ gallon}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah } \text{CaCO}_3 \text{ dalam air} &= 0,33 \times 2351024 \\ &= 764082,9 \text{ gr} \end{aligned}$$

Dipilih bahan pelunak :

$$\text{Zeolith dengan exchanger capacity} = 1,4 \text{ ek / kg } \text{CaCO}_3 \text{ (Perry 6}^{\text{ed}} \text{.1984)}$$

Na-Zeolith diharapkan mampu menukar semua ion Ca^{2+} .

$$\text{ek (ekuivalen)} = \frac{\text{gram}}{\text{Berat Ekuivalen}} \quad (\text{Underwood.1974})$$

$$\text{Berat Ekuivalen} = \frac{\text{BM}}{\text{Elektron}}$$

Untuk CaCO_3 , 1 mol Ca melepas 2 elektron Ca^{2+} , sehingga elektron = 2

$$\text{BM } \text{CaCO}_3 = 100$$

$$\text{Berat Ekuivalen} = \frac{100}{2} = 50 \text{ gr / ek}$$



$$\text{Berat Zeolith} = e_k \times \text{Berat Ekuivalen} = 1,4 \times 50 = 70 \text{ gr}$$

$$\text{Kapasitas Zeolith} = 70 \text{ gr / kg}$$

$$\text{Jumlah CaCO}_3 = 764082,9 \text{ gr} = 764,08 \text{ kg}$$

Cara Kerja :

Air dilewatkan pada kation exchanger yang berisi resin sehingga ion positif tertukar dengan resin.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Zeolith} &= 70 \times 764,08 = 53486 \text{ gr} \\ &= 53,486 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Zeolith} = 1 \text{ kg / liter} \quad (\text{Perry 6}^{\text{ed}}.1984)$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Zeolith} &= 53,486 / 0,95 = 56,301 \text{ liter} \\ &= 0,0563 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total} = 8898,7 + 0,06 = 8898,7 \text{ m}^3$$

$$\text{Rate volumetrik} = 8898,7 \text{ m}^3/\text{hari} = 370,78 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Air mengisi 85 % volume tangki, maka volume tangki :

$$V_t = 370,78 / 0,85 = 436 \text{ cuft}$$

Tangki kation berbentuk silinder dengan dimension ratio ; $I = 2D$

$$\text{Volume} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$436,2113 = \frac{3,14}{4} \times D^2 \times 2D$$

$$D = 92,614 \text{ m}$$

$$H = 185,23 \text{ m}$$

Jumlah = 1 buah

Regenerasi Zeolith = 4 kali dalam 1 tahun

Regenerasi Zeolith dilakukan dengan larutan HCl 33%



Dimana :

R - H = Resin kation.

MX = Mineral yang terkandung dalam air

R - M = Resin yang mineral kation.

HX = Asam mineral yang terbentuk setelah air melewati resin kation.

Contoh mineral kation (M^+) = Ca^+ , Mg^+ , dan sebagainya.

Contoh rumus mineral (MX) = $CaSO_4$, CaO_3 , $MgCO_3$

Contoh asam mineral (HX) = HCl, H_2SO_4 , H_2CO_3 , dan sebagainya.

Regenerasi dilakukan 4 kali setahun, kebutuhan HCl tiap regenerasi 1,92 ton /regenerasi

$$\begin{aligned} \text{Maka kebutuhan HCl} &= 4 \times 1,92 = 7,680 \text{ ton/tahun} \\ &= 7680 \text{ kg / tahun.} \end{aligned}$$

Dengan HCl = 1,1509 kg / liter (Perry 6^{ed}.1984)

Maka volume HCl yang dibutuhkan selama 1 tahun adalah :

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= 7680 / 1,15 \\ &= 6673 \text{ liter} = 6,67 \text{ m}^3 \end{aligned}$$



HCl mengisi 80 % volume tangki, maka volume tangki :

$$V_t = 6,67 / 0,80 = 8,34 \text{ m}^3$$

Tangki kation berbentuk silinder deng 2D

$$\text{Volume} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$8,3413 = \frac{3,14}{4} \times D^2 \times 2D$$

$$D = 1,77 \text{ m}$$

$$H = 3,54 \text{ m}$$

Spesifikasi kation exchanger :

Fungsi : Mengurangi kesadahan air yang disebabkan oleh garam-garam Ca^{2+} .

Tipe : Silinder dengan tutup atas bawah

Diameter : 1,77 m

Tinggi : 3,54 m

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : Stainless Steel Plate Type 316

9. Anion Exchanger

Fungsi : Mengurangi kesadahan air yang disebabkan oleh garam-garam CO_3

Kandungan CaCO_3 dari water treatment masih sekitar 5 grain/gallon (Kirk-Othmer.1984). Kandungan ini sedianya dihilangkan dengan resin Amino Poly Styrene bentuk granular, agar sesuai dengan syarat air boiler.



$$\text{Kandungan CaCO}_3 = 5 \text{ grain/ } 0,33 \text{ gr/gal}$$

$$(1 \text{ grain} = 0,000065 \text{ kg})$$

$$\text{Jumlah air yang diproses} = 8898,7 \text{ m}^3$$

$$= 2351024 \text{ gallon}$$

$$\text{Jumlah CaCO}_3 \text{ dalam air} = 0,33 \times 2351024,232$$

$$= 764082,9 \text{ gr}$$

Dipilih bahan pelunak :

$$\text{APS dengan exchanger capacity} = 5,5 \text{ ek/kg CaCO}_3 \text{ (Perry 6}^{\text{ed}}.1984)$$

Amino Poly Styrene diharapkan mampu menukar semua ion CO_3^{2-}

$$\text{ek (ekuivalen)} = \frac{\text{gram}}{\text{Berat Ekuivalen}}$$

$$\text{Berat Ekuivalen} = \frac{\text{BM}}{\text{Elektron}} \quad (\text{Underwood.1974})$$

Untuk CaCO_3 , 1mol CO_3 melepas 2 elektron CO_3^{-2} , sehingga jumlah elektron 2

$$\text{BM CaCO}_3 = 100$$

$$\text{Berat Ekuivalen} = \frac{100}{2} = 50 \text{ gr / ek}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat APS} &= \text{ek} \times \text{Berat Ekuivalen} = 5,5 \times 50 \\ &= 275 \text{ gr} \end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas APS} = 275 \text{ gr/kg CaCO}_3$$

$$\text{Jumlah CaCO}_3 = 764082,9 \text{ gr} = 764,08 \text{ kg}$$



Cara Kerja :

Air dilewatkan pada anion exchanger yang berisi resin sehingga ion negatif tertukar dengan resin.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan APS} &= 275 \times 764,08 = 210122,8 \text{ gr} \\ &= 210,1228 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\text{APS} = 0,67 \text{ kg / liter (Perry 6}^{\text{ed}} \text{.1984)}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume Zeolith} &= 210,12 / 0,67 = 313,62 \text{ liter} \\ &= 0,3136 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume total} = 8898,653 + 0,3136 = 8899 \text{ m}^3$$

$$\text{Rate volumetrik} = 8899 \text{ m}^3/\text{hari} = 370,79 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Air mengisi 80 % volume tangki, maka volume tangki :

$$V_t = 370,79 / 0,85 = 436 \text{ cuft} = 12,4 \text{ m}^3$$

Tangki kation berbentuk silinder dengan dimension ratio ; $H = 1,5D$

$$\text{Volume} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$12,353 = \frac{3,14}{4} \times D^2 \times 1,5D$$

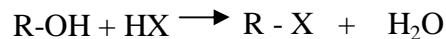
$$D = 3,4968 \text{ m}$$

$$H = 6,9937 \text{ m}$$



Regenerasi Amino Poly Styrene = 4 kali dalam 1 tahun

Regenerasi APS dilakukan dengan larutan NaOH 40%



R - OH = Resin anion.

R - X = Resin dalam kondisi mengikat anion.



Regenerasi dilakukan 4 kali setahun, kebutuhan NaOH tiap regenerasi 1,3 ton /regenerasi

$$\begin{aligned}\text{Maka kebutuhan NaOH} &= 4 \times 1,3 = 5,2 \text{ ton/tahun} \\ &= 5200 \text{ kg/thn}\end{aligned}$$

$$\text{NaOH} = 1,42 \text{ kg/liter (Perry 6}^{\text{ed}}.1984)$$

Maka volume NaOH yang dibutuhkan selama 1 tahun =

$$\text{V NaOH} = \frac{5200}{1,4232} = 3653,7 \text{ liter} = 3,6537 \text{ m}^3$$

NaOH mengisi 80 % volume tangki, maka volume tangki :

$$\text{V}_t = 3,6537 / 0,8 = 4,5672 \text{ m}^3$$

Tangki kation berbentuk silinder dengan dimension ratio ; H = 2D

$$\text{Volume} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$4,5672 = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 2D$$

$$D = 0,97 \text{ m}$$

$$H = 1,9 \text{ m}$$



Spesifikasi anion exchanger :

Fungsi : Mengurangi kesadahan air yang disebabkan oleh garam -
garam CO₃.

Tipe : Silinder dengan tutup atas dan bawah

Jumlah : 1 buah

Diameter : 0,97 m³

Kapasitas : 4,57 m³

Tinggi : 1,94 m³

Bahan konstruksi : Stainless Steel Plate Type 316

10. Bak Penampung Air Umpan Boiler

Fungsi : Menampung air dari tangki kation-anion exchanger yang selanjut
nya digunakan sebagai air umpan boiler.

Dimisalkan Panjang = (5 X) m

Lebar = (3 X) m

Tinggi = (2 X) m

Volume bak penampung (direncanakan 85% terisi air) :

$$= 4449,3 / 85\%$$

$$= 5234,5 \text{ m}^3$$

Volume bak penampung = Panjang x Lebar x Tinggi

$$5234,5020 = 5 \text{ X } x \quad 3 \text{ X } x \quad 2 \text{ X }$$

$$5234,5020 = 30 \text{ X}^3$$

$$\text{X} = 5,5879$$



$$\begin{aligned}\text{Panjang} &= 5 \text{ X m} = 5 \times 5,5879 = 27,94 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 3 \text{ X m} = 3 \times 5,5879 = 16,764 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 2 \text{ X m} = 2 \times 5,5879 = 11,176 \text{ m}\end{aligned}$$

Check volume :

$$\begin{aligned}\text{Volume bak} &= \text{Panjang} \times \text{lebar} \times \text{tinggi} \\ &= 27,94 \times 16,764 \times 11,176 \\ &= 5234,5 \text{ m}^3 \quad (\text{memenuhi})\end{aligned}$$

Spesifikasi :

Fungsi : Menampung air dari tangki kation-anion exchanger yang selanjutnya digunakan sebagai air umpan boiler.

Kapasitas : $5234,5 \text{ m}^3$

Bentuk : Empat persegi panjang terbuka.

Ukuran : Panjang = 27,94 m
Lebar = 16,764 m
Tinggi = 11,176 m

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1 buah

11. Bak Penampung Air Pendingin

Fungsi : Menampung air dari cooling tower untuk pendingin

Tipe : Bak berbentuk persegi panjang, terbuat dari beton.

$$\text{Rate volum} : 50,25 \text{ m}^3/\text{hari} = 2,0938 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 12 \text{ jam}$$



Volume air total : 25,125 m³

Digunakan : 1 buah bak

Volume air dalam bak : 25,125 m³

Dimisalkan : Panjang = 5 X m

Lebar = 3 X m

Tinggi = 2 X m

Volume bak penampung (direncanakan 85% terisi air) :

$$= 25,125 / 85\%$$

$$= 29,559 \text{ m}^3$$

Volume bak penampung = Panjang x lebar x tinggi

$$29,5588 = 5 X \times 3 X \times 2 X$$

$$29,5588 = 30 X^3$$

$$X = 0,9951$$

$$\text{Panjang} = 5 X \text{ m} = 5 \times 0,9951 = 4,975 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 3 X \text{ m} = 3 \times 0,9951 = 2,985 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 2 X \text{ m} = 2 \times 0,9951 = 1,990 \text{ m}$$

Check volume :

Volume bak = Panjang x lebar x tinggi

$$= 4,9754 \times 2,9852 \times 1,9901$$

$$= 29,559 \text{ m}^3 \text{ (memenuhi)}$$

Spesifikasi :

Bak berbentuk persegi panjang, terbuat dari beton.

Rate volumetrik : $8898,7 \text{ m}^3/\text{hari} = 371 \text{ m}^3/\text{jam}$

Ditentukan : Waktu tinggal = 12 jam

Volume air total : $4449,3 \text{ m}^3$

Digunakan : 1 buah bak

Volume air dalam bak : $4449,3 \text{ m}^3$

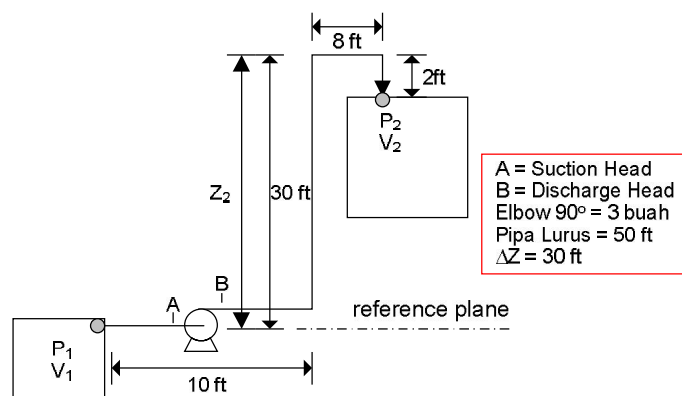
VIII.3.2. Perhitungan Pompa-Pompa

1. Pompa Air Sungai

Fungsi : Mengalirkan bahan dari sungai ke bak penampung air sungai

Tipe : Centrifugal Pump

Dasar Pemilihan : Sesuai untuk bahan liquid, viskositas rendah.



Perhitungan :

air = $62,024 \text{ lb/cuft}$

Bahan masuk = $4239,6 \text{ kg/jam} = 2,5968 \text{ lb/dt}$

Rate volumetrik (qf) = m /
 $= 2,5968 / 62$
 $= 0,04 \text{ cuft/dt}$



Asumsi aliran turbulen :

Di optimum untuk aliran turbulen, $N_{re} > 2100$, digunakan persamaan :

Dari (Peters & Timmerhaus 4^{ed}.1968), didapatkan :

$$\text{Diameter Optimum} = 3,9 \times qf^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

dengan : qf = fluid flow rate ; cuft/dt (cfs)

ρ = fluid density ; lb/cuft

$$\begin{aligned} \text{Diameter Optimum} &= 3,9 \times 0,04^{0,45} \times 62,024^{0,13} \\ &= 1,5993 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa 8 in, sch 40 (Geankoplis.1976)

$$OD = 8,63 \text{ in}$$

$$ID = 7,98 \text{ in} = 0,67 \text{ ft}$$

$$A = 0,35 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan linier} = qf/A$$

$$= 0,04 / 0,35 = 0,12 \text{ ft/dt}$$

$$\mu = 0,0006 \text{ lb/ft dt}$$

$$N_{Re} = \frac{D V}{\mu} = \frac{0,67 \times 0,12 \times 62,024}{0,00056}$$

$$= 8895,392 > 2100 \text{ (asumsi benar)}$$

Dipilih pipa Commercial steel =

$$e = 0,0009$$

$$e / D = 0,0013$$

$$f = 0,0210 \quad (\text{ Geankoplis Fig. 2.10-3, hal 88 })$$

Digunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P}{\rho g} + \frac{Z}{g} + \frac{V^2}{2g} + F = - Wf$$

Perhitungan friksi berdasarkan (Peters & Timmerhaus, 4ed T.1,hal.484)

Taksiran panjang pipa lurus = 50 ft

- 3 elbow 90° = 3 x 32 x 0,6651 = 63,848 ft

- 1 globe valve = 1 x 300 x 0,6651 = 199,53 ft

- 1 gate valve = 1 x 7 x 0,6651 = 4,6556 ft

Panjang total pipa = 318,03 ft

Friksi yang terjadi :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$F_1 = \frac{2f \times V^2 \times L_e}{g_c \times D} \quad \text{Tabel 1,hal 484} \\ \text{(Peters \& Timmerhaus 4 ed.1968)}$$

$$= \frac{2 \times 0,02 \times 0,12^2 \times 318,03}{32,2 \times 0,67}$$

$$= 0,01 \text{ ft} \cdot \text{Lbf/lbm}$$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_2 = \frac{K \times V^2}{2 \times g_c} \quad K = 0,5 \text{ A tangki} > \text{A pipa} \\ \text{hal 184 (Peters \& Timmerhaus 4 ed.1968)}$$

$$= \frac{0,5 \times 0,12^2}{2 \times 1 \times 32,2} = 1 \text{ untuk aliran turbulen}$$

$$= 0,0001 \text{ ft} \cdot \text{Lbf/lbm}$$

3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa ke tangki

$$F_3 = \frac{V^2}{2 \times \alpha \times g_c} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times \alpha \times g_c} = 1 \text{ untuk aliran turbulen}$$

$$= \frac{0,1^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32,2} = 0,000226 \text{ ft} \cdot \text{lb} \\ \text{lbm}$$



$$F = F_1 + F_2 + F_3$$

$$= 0,01 + 0,0001 + 0,0002 = 0,009397 \text{ ft} \cdot \text{lbf}$$

lbm

$$\begin{aligned} & 14,7 \times 144 \\ &= 2116,8 \text{ lbf / ft}^2 \\ & 14,7 \times 144 \\ &= 2116,8 \text{ lbf / ft}^2 \end{aligned}$$

$$P = P_2 - P_1 = 0 \text{ lbf / ft}^2; \underline{P} = 0 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}} = 0 \frac{\text{lbf}}{\text{lbm / cuft}} \text{ lbm}$$

$$\frac{V^2}{2 \times g_c} = \frac{0,1205^2}{2 \times 1 \times 32,2} = 0,0002 \frac{\text{lbf}}{\text{lbm}}$$

$$Z = Z_2 - Z_1 = 30 \text{ ft}$$

Persamaan Bernoulli :

$$\underline{P} + Z \frac{g}{g_c} + \frac{V^2}{2 \times g_c} + F = - Wf$$

$$\begin{aligned} 0 + 30 + 0,0002 + 0,009397 &= - Wf \\ 30,010 &= - Wf \\ - Wf &= 30,010 \text{ ft} \cdot \text{Lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{hp} &= \frac{- Wf \times \text{flowrate (cuft/dt)} \times 550}{550} \\ &= \frac{30,01 \times 0,04 \times 62}{550} = 0,7 \text{ Hp} \end{aligned}$$



$$\text{Kapasitas} = 0,04 \times 7,48 \times 60 = 18,793 \text{ gpm}$$

$$\text{Effisiensi pompa} = 68\% \text{ (Peters \& Timmerhaus 4 ed.1968)}$$

$$\frac{0,7}{0,6800} = 1,0 \text{ Hp}$$

$$\text{Effisiensi motor} = 88\% \text{ (Peters \& Timmerhaus 4 ed.1968)}$$

$$\text{Power motor} = \frac{\text{Bhp}}{\text{ef. motor}} = \frac{1,04}{0,88} = 1 \text{ Hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi : Mengalirkan bahan dari sungai ke bak penampung air

Tipe : Centrifugal Pump

Bahan : Commercial Steel

Rate volumetrik : 0,04 cuft/dt

Total Dynamic Head : 30 ft.lbf/lbm

Effisiensi motor : 0,88

Power : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

2. Pompa Bak Koagulasi

Fungsi : Mengalirkan bahan dari bak penampung air sungai ke koagulasi tank.

Tipe : Centrifugal Pump

Dasar Pemilihan Sesuai untuk bahan liquid, viskositas rendah.

Perhitungan :

$$\text{air} = 62,024 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Bahan masuk} = 4239,624 \text{ kg/jam} = 2,597 \text{ lb/dt}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik (qf)} &= m / \\ &= 2,5968 / 62 \\ &= 0,04 \text{ cuft/dt}\end{aligned}$$

Asumsi aliran turbulen :

Di optimum untuk aliran turbulen, $N_{re} > 2100$, digunakan persamaan :

Dari (Peters & Timmerhaus 4^{ed}.1968), didapatkan :

$$\text{Diameter Optimum} = 3,9 \times qf^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

dengan : qf = fluid flow rate ; cuft/dt (cfs)

= fluid density ; lb/cuft

$$\begin{aligned}\text{Diameter Optimum} &= 3,9 \times 0,04^{0,45} \times 62^{0,13} \\ &= 1,5993 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipilih pipa 6 in, sch 40 (Geankoplis.1976)

$$\text{OD} = 6,63 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 6,07 \text{ in} = 0,51 \text{ ft}$$

$$A = 0,2 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan linier} &= qf/A \\ &= 0,04 / 0,2 \\ &= 0,21 \text{ ft/dt}\end{aligned}$$

$$\mu = 0,0006 \text{ lb/ft dt}$$

$$\begin{aligned}N_{Re} &= \frac{D V}{\mu} = \frac{0,51 \times 0,21 \times 62,024}{0,0006} \\ &= 11706,78 > 2100 \text{ (asumsi benar)}\end{aligned}$$



Dipilih pipa Commercial steel =

$$e = 0,00085$$

$$e / D = 0,0017 \quad (\text{Geankoplis.1976})$$

$$f = 0,0235$$

Digunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P}{\gamma_c} + \frac{Z}{g} + \frac{V^2}{2g} + F = -Wf$$

Perhitungan friksi berdasarkan hal.484(Peters & Timmerhaus 4^{ed.} 1968)

Taksiran panjang pipa lurus = 50 ft

$$- 3 \text{ elbow } 90^\circ = 3 \times 32 \times 0,51 = 48,5 \text{ ft}$$

$$- 1 \text{ globe valve} = 1 \times 300 \times 0,51 = 152 \text{ ft}$$

$$- 1 \text{ gate valve} = 1 \times 7 \times 0,51 = 3,54 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang total pipa} = 253,68 \text{ ft}$$

Friksi yang terjadi :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$F_1 = \frac{2f \times V^2 \times L_e}{g_c \times D} \quad \text{Tabel 1,hal 484}$$

$$\quad \quad \quad (\text{Peters \& Timmerhaus 4 ed.1968})$$

$$= \frac{2 \times 0,02 \times 0,21^2 \times 253,68}{32,2 \times 0,5054}$$

$$= 0,0319 \text{ ft} \cdot \text{Lbf/lbm}$$



2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$\begin{aligned}
 F_2 &= \frac{K \times V^2}{2 \times \alpha \times gc} & K &= 0,5 \quad A_{\text{tangki}} > A_{\text{pipa}} \\
 & & & \text{hal 184 (Peters \& Timmerhaus}^{4^{\text{ed}}}.1968) \\
 &= \frac{1 \times 0,21^2}{2 \times 1 \times 32,2} & &= 1 \text{ untuk aliran turbulen} \\
 &= 0,000 \text{ ft} \cdot \text{lbf} \\
 & & & \text{lbm}
 \end{aligned}$$

3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa ke tangki

$$\begin{aligned}
 F_3 &= \frac{V^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times \alpha \times gc} & &= 1 \text{ untuk aliran turbulen} \\
 &= \frac{0,21^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32,2} = 0,000676 \text{ ft} \cdot \text{lbf} \\
 & & & \text{lbm} \\
 & & & (V_1 \ll V_2, \text{ maka } V_1 \text{ dianggap } = 0)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 F &= F_1 + F_2 + F_3 \\
 &= 0,03 + 0,000338 + 0,000676 \\
 &= 0,03 \text{ ft} \cdot \text{Lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_1 &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi} = 14,7 \times 144 \\
 & & & = 2117 \text{ lbf} / \text{ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_2 &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi} = 14,7 \times 144 \\
 & & & = 2117 \text{ lbf} / \text{ft}^2
 \end{aligned}$$



$$P = P_2 - P_1 = 0 \text{ lbf / ft}^2; \quad \underline{P} = 0 \frac{\text{lbf / f}}{\text{lbm /cuft}} = 0 \frac{\text{lbf}}{\text{lbm}}$$

$$= \frac{0,2087^2}{2 \times 1 \times 32,2} = 0,0007 \frac{\text{lbf}}{\text{lbm}}$$

$$Z = Z_2 - Z_1 = 30 \text{ ft}$$

Persamaan Bernoulli :

$$\frac{P}{gc} + \frac{Z}{gc} + \frac{V^2}{2 \times gc} + F = - Wf$$

$$0 + 30 + 0,00068 + 0,0329 = 30,034$$

$$- Wf = 30,034 \text{ ft} \cdot \text{Lbf/lbm}$$

$$Hp = \frac{- Wf \times \text{flowrate (cuft/dt) } \times 550}{550}$$

$$= \frac{30,034 \times 0,04 \times 62}{550}$$

$$= 0,709 \text{ Hp}$$

$$\text{Kapasitas} = 0,0419 \times 7,48 \times 60 = 18,793 \text{ gpm}$$

$$\text{Effisiensi pompa} = 57\% \text{ (Peters \& Timmerhaus 4}^{\text{ed}} \cdot 1968)$$

$$\text{Bhp} = \frac{\text{hp}}{\text{ef.pompa}} = \frac{0,709}{0,57} = 1,24 \text{ Hp}$$

$$\text{Kapasitas} = 0,0419 \times 7,48 \times 60 = 18,793 \text{ gpm}$$

$$\text{Effisiensi pompa} = 57\% \text{ (Peters \& Timmerhaus 4}^{\text{ed}} \cdot 1968)$$

$$\text{Bhp} = \frac{\text{hp}}{\text{ef.pompa}} = \frac{0,709}{0,57} = 1,24 \text{ Hp}$$

**Spesifikasi :**

Fungsi	: Mengalirkan bahan dari bak penampung air sungai ke bak koagulasi-flokulasi
Tipe	: Centrifugal Pump
Bahan	: Commercial Steel
Rate volumetrik	: 0,0419 cuft/dt
Total Dynamic Head	: 30,034
Effisiensi motor	: 84%
Power	: 1,48 hp
Jumlah	: 1 buah

3. Pompa Sand Filter

Fungsi : Mengalirkan bahan dari bak penampung air jernih ke sand filter

Tipe : Centrifugal Pump

Dasar Pemilihan : Sesuai untuk bahan liquid, viskositas rendah.

Perhitungan :

$$\text{air} = 62 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Bahan masuk} = 3815,662 \text{ kg/jam} = 1,1685 \text{ lb/detik}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik (qf)} &= \text{m} / \\ &= 1,1685 / 62 \\ &= 0,0188 \text{ cuft/dt}\end{aligned}$$



Asumsi aliran turbulen :

Di optimum untuk aliran turbulen, $N_{re} > 2100$, digunakan persamaan :

Dari (Peters & Timmerhaus 4^{ed}.1968), didapatkan :

$$\text{Diameter Optimum} = 3,9 \times qf^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

dengan : qf = fluid flow rate ; cuft/dt (cfs)

ρ = fluid density ; lb/cuft

$$\begin{aligned} \text{Diameter Optimum} &= 3,9 \times 0,0188^{0,45} \times 62^{0,13} \\ &= 1,12 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa 8 in, sch 40 App.A-5, hal.892 (Geankoplis.1976)

$$OD = 8,63 \text{ in}$$

$$ID = 7,98 \text{ in} = 0,67 \text{ ft}$$

$$A = 0,35 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linier} &= qf / A \\ &= 0,0188 / 0,35 \\ &= 0,0542 \text{ ft/dt} \end{aligned}$$

$$\mu = 0,0006 \text{ lb/ft dt}$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D V}{\mu} = \frac{0,67 \times 0,0542 \times 62,024}{0,0006} \\ &= 4002,927 > 2100 \text{ (asumsi benar)} \end{aligned}$$

Dipilih pipa Commercial steel =

$$e = 0,0009$$

$$e / D = 0,0013 \quad (\text{Geankoplis.1976})$$

$$f = 0,0211$$



Digunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P}{\rho g} + \frac{Z}{g} + \frac{V^2}{2g} + F = -Wf$$

Perhitungan friksi berdasarkan hal.484(Peters & Timmerhaus 4^{ed.} 1968)

Taksiran panjang pipa lurus = 50 ft

3 elbow 90° = 3 x 32 x 0,67 = 63,8 ft

1 globe valve = 1 x 300 x 0,67 = 200 ft

1 gate valve = 1 x 7 x 0,67 = 4,66 ft

Panjang total pipa = 318,03 ft

Friksi yang terjadi :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$F_1 = \frac{2f \times V^2 \times L_e}{g_c \times D} \quad \text{Tabel 1, hal 484}$$

(Peters & Timmerhaus 4^{ed.} 1968)

$$= \frac{2 \times 0,02 \times 0,0542^2 \times 318,03}{32,2 \times 0,6651}$$

$$= 0,0018 \quad \text{ft} \cdot \text{Lbf/lbm}$$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_2 = \frac{K \times V^2}{2 \times g_c} \quad K = 0,5 \quad A_{\text{tangki}} > A_{\text{pipa}}$$

hal 184 (Peters & Timmerhaus 4^{ed.} 1968)

$$= \frac{0,5 \times 0,0542^2}{2 \times 1 \times 32,2} \quad = 1 \text{ untuk aliran turbulen}$$

$$= 0,0000 \quad \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$



3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa ke tangki

$$F_3 = \frac{V^2}{2 \times \alpha \times g_c} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times \alpha \times g_c} = 1 \text{ untuk aliran turbulen}$$

$$= \frac{0,0542^2}{2 \times 1 \times 32,2} = 0,0000 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

($V_1 \ll V_2$, maka V_1)

$$F = F_1 + F_2 + F_3$$

$$= 0,0018 + 2E-05 + 5E-05$$

$$= 0,001912 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi} = 14,7 \times 144$$

$$= 2116,8 \text{ lbf / ft}^2$$

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi} = 14,7 \times 144$$

$$= 2116,8 \text{ lbf / ft}^2$$

$$P = P_2 - P_1 = 0 \text{ lbf / ft}^2; \underline{P} = 0 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}} = 0 \frac{\text{lbf}}{\text{lbm / cuft}}$$

$$\frac{V^2}{2 \times \alpha \times g_c} = \frac{0,0542^2}{2 \times 1 \times 32,2} = 0,0000 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

$$Z = Z_2 - Z_1 = 30 \text{ ft}$$



Persamaan Bernoulli :

$$\frac{P}{\gamma} + Z + \frac{V^2}{2g} + F = -W_f$$

$$0 + 30 + 0,0000 + 0,0019 = 30,002$$

$$- W_f = 30,002 \text{ ft} \cdot \text{Lbf/lbm}$$

$$H_p = \frac{-W_f \times \text{flowrate (cuft/dt)}}{550}$$

$$= \frac{30,002 \times 0,0188 \times 62}{550}$$

$$= 0,6374 \text{ Hp}$$

$$\text{Kapasitas} = 0,0188 \times 7,48 \times 60 = 8,4566 \text{ gpm}$$

$$\text{Efisiensi pompa} = 65\% \text{ (Peters \& Timmerhaus 4}^{\text{ed}}.1968)$$

$$\text{BHP} = \frac{H_p}{\text{ef. pompa}} = \frac{0,6374}{0,6500} = 0,9807 \text{ hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 87\% \text{ (Peters \& Timmerhaus 4}^{\text{ed}}.1968)$$

$$\text{Power motor} = \frac{\text{BHP}}{\text{ef. motor}} = \frac{0,9807}{0,87} = 1,1272 \text{ Hp}$$

**Spesifikasi :**

Fungsi	: Mengalirkan bahan dari bak penampung air jernih ke sand filter.
Tipe	: Centrifugal Pump
Bahan	: Commercial Steel
Rate volumetrik	: 0,0188
Total Dynamic Head	: 30,002 ft.lbf / lbfm
Effisiensi motor	: 87,0%
Power	: 1 Hp
Jumlah	: 1 buah

4. Pompa Bak Penampung Air Sanitasi

Fungsi : Mengalirkan bahan dari bak air bersih ke bak penampung air sanitasi

Tipe : Centrifugal Pump

Dasar Pemilihan : Sesuai untuk bahan liquid, viskositas rendah.

Perhitungan :

$$\text{air} = 62 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Bahan masuk} = 50,2500 \text{ kg/jam} : 0,0308 \text{ lb / detik}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik (qf)} &= m / \\ &= 0,0308 / 62 \\ &= 0,0005 \text{ cuft/detik}\end{aligned}$$

Asumsi aliran turbulen :

Di optimum untuk aliran turbulen, $N_{re} > 2100$, digunakan persamaan :

Dari (Peters & Timmerhaus 4^{ed}.1968), didapatkan :

$$\text{Diameter Optimum} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

dengan : q_f = fluid flow rate ; cuft/dt (cfs)

ρ = fluid density ; lb/cuft

$$\begin{aligned}\text{Diameter Optimum} &= 3,9 \times 0,0005^{0,45} \times 62,024^{0,13} \\ &= 0,22 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipilih pipa 1 in, sch 40 (Geankoplis.1976)

$$OD = 1,32 \text{ in}$$

$$ID = 1,05 \text{ in} = 0,09 \text{ ft}$$

$$A = 0,006 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan linier} = Q_f / A$$

$$= 0,0005 / 0,01$$

$$= 0,0014 \text{ ft/dt}$$

$$\mu = 0,0006 \text{ lb/ft dt}$$

$$N_{Re} = \frac{D V}{\mu} = \frac{0,09 \times 0 \times 62,024}{0,000559}$$

$$= 13372,71 > 2100 \text{ (asumsi benar)}$$

Dipilih pipa Commercial steel :

$$\varepsilon = 0,0009$$

$$\varepsilon / D = 0,01$$

$$f = 0,029 \quad (\text{ Geankoplis Fig. 2.10-3, hal 88 })$$

Digunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P}{\rho g} + \frac{Z}{g} + \frac{V^2}{2g} + F = - W_f$$



Perhitungan friksi berdasarkan (Peters & Timmerhaus, 4ed T.1, hal.484)

Taksiran panjang pipa lurus = 50 ft

- 3 elbow 90° = 3 x 32 x 0,09 = 8,39 ft

- 1 globe valve = 1 x 300 x 0,09 = 26,2 ft

- 1 gate valve = 1 x 7 x 0,09 = 0,61 ft

Panjang total pipa = 85,229 ft

Friksi yang terjadi :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$F_1 = \frac{2f \times V^2 \times L_e}{g_c \times D} \quad \text{Tabel 1, hal 484}$$

(Peters & Timmerhaus 4 ed. 1968)

$$= \frac{2 \times 0,03 \times 0,0014^2 \times 85,2}{32,2 \times 0,09}$$

$$= 3,337E-06 \quad \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_2 = \frac{K \times V^2}{2 \times g_c} \quad K = 0,5 \quad A_{\text{tangki}} > A_{\text{pipa}}$$

hal 184 (Peters & Timmerhaus 4^{ed}. 1968)

$$= \frac{0,5 \times 0,0014^2}{2 \times 1 \times 32,2} = 1 \text{ untuk aliran turbulen}$$

$$= 1,47518E-08 \quad \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$



3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa ke tangki

$$F_3 = \frac{V^2}{2 \times \alpha \times g_c} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times \alpha \times g_c} = 1 \text{ untuk aliran turbulen}$$

$$= \frac{0,001^2}{2 \times 1 \times 32,2} = 0,00000003 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

($V_1 \ll V_2$, maka V_1 dianggap = 0)

$$F = F_1 + F_2 + F_3$$

$$= 0 + 1\text{E-}08 + 2,95035\text{E-}08$$

$$= 3\text{E-}06 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi} = 14,7 \times 144$$

$$= 2116,8 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi} = 14,7 \times 144$$

$$= 2116,8 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P = P_2 - P_1 = 0 \text{ lbf/ft}^2; \underline{P} = 0 \frac{\text{lbf/ft}^2}{\text{lbm/cuft}} = 0 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

$$\frac{V^2}{2 \times \alpha \times g_c} = \frac{0,0014^2}{2 \times 1 \times 32,2} = 0,00000003 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

$$Z = Z_2 - Z_1 = 30 \text{ ft}$$

Persamaan Bernoulli :

$$\underline{P} + \frac{Z}{g_c} + \frac{V^2}{2 \times g_c} + F = - Wf$$

$$0 + 30 + 0,0000 + 0,0000 = 30$$

$$- Wf = 30 \text{ ft} \cdot \text{Lbf/lbm}$$



$$\begin{aligned}
 H_p &= \frac{W_f \times \text{flowrate (cuft/dt)} \times 550}{550} \\
 &= \frac{30,000 \times 0,0005 \times 62}{550} \\
 &= 1,3430 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas} = 0,0005 \times 7,48 \times 60 = 0,2227 \text{ gpm}$$

$$\text{Effisiensi pompa} = 65\% \text{ (Peters \& Timmerhaus 4^{ed}.1968)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{H_p}{\text{ef. pompa}} = \frac{550}{0,6500} = 846,15 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

$$\text{Effisiensi motor} = 87\% \text{ (Peters \& Timmerhaus 4^{ed}.1968)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Power motor} &= \frac{\text{BHP}}{\text{ef. motor}} = \frac{846,15}{0,87} = 0,9726 \text{ Hp} \\
 &= 1 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Fungsi : Mengalirkan bahan dari bak penampung air jernih ke sand filter.

Tipe : Centrifugal Pump

Bahan : Commercial Steel

Rate volumetrik : lb/cuft

Total Dynamic Head : 30 ft.lbf / lbm

Effisiensi motor : 87,0%

Power : 1 Hp

Jumlah : 1 buah



5. Pompa ke ion Exchanger

Fungsi : Mengalirkan bahan dari bak penampung air bersih ke kation exchanger.

Tipe : Centrifugal Pump

Dasar Pemi : Sesuai untuk bahan liquid, viskositas rendah.

Perhitungan :

$$\text{air} = 62,024 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Bahan masuk} = 8898,6534 \text{ kg/jam} = 5,45 \text{ lb/dt}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetri} &= \text{m} / \\ &= 5,4504 / 62 \\ &= 0,09 \text{ cuft/dt} \end{aligned}$$



Asumsi aliran turbulen :

Di optimum untuk aliran turbulen, $N_{re} > 2100$, digunakan persamaan :

Dari (Peters & Timmerhaus 4^{ed}.1968) pers 15 , didapatkan :

$$\text{Diameter Optimum} = 3,9 \times qf^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

dengan qf = fluid flow rate ; cuft/dt (cfs)

ρ = fluid density ; lb/cuft

$$\begin{aligned} \text{Diameter Optimum} &= 3,9 \times 0,09^{0,45} \times 62^{0,13} \\ &= 2,2327 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa 6 in, sch 40 (Geankoplis.1976)

$$OD = 6,63 \text{ in}$$

$$ID = 6,07 \text{ in} = 0,51 \text{ ft}$$

$$A = 0,35 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan lir} = qf / A$$

$$= 0,09 / 0,35$$

$$= 0,25 \text{ ft/dt}$$

$$\mu = 0,0006 \text{ lb/ft dt}$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D V}{\mu} = \frac{0,51 \times 0,25 \times 62,024}{0,0006} \\ &= 14188,47 > 2100 \text{ (asumsi benar)} \end{aligned}$$

Dipilih pipa Commercial steel =

$$\epsilon = 0,0009$$

$$\epsilon / D = 0,0017$$

$$f = 0,0240$$

Digunakan persamaan Bernouilly :

$$\frac{P}{\rho g} + \frac{Z}{g} + \frac{V^2}{2g} + F = - Wf$$



Perhitungan friksi :

$$\text{Taksiran panjang pipa lurus} = 50 \text{ ft}$$

$$- 3 \text{ elbow } 90^\circ = 3 \times 32 \times 0,51 = 48,52 \text{ ft}$$

$$- 1 \text{ globe valve} = 1 \times 300 \times 0,51 = 151,63 \text{ ft}$$

$$- 1 \text{ gate valve} = 1 \times 7 \times 0,51 = 3,5379 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang total pipa} = 253,68 \text{ ft}$$

Friksi yang terjadi :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$F_1 = \frac{V^2 \times L_e}{g_c \times D} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus 4}^{\text{ed}}.1968)$$

$$= \frac{2 \times 0,02 \times 0,25^2 \times 254}{32,2 \times 0,5054}$$

$$= 0,0479 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_2 = \frac{K \times V^2}{2 \times g_c} \quad K = 0,5 \text{ A tangki} > \text{A pipa}$$

$$= \frac{0,5 \times 0,25^2}{2 \times 1 \times 32,2} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus 4}^{\text{ed}}.1968)$$

$$= 0,0005 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}} \quad = 1 \text{ untuk aliran turbulen}$$



3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa ke tangki

$$F_3 = \frac{V^2}{2 \times a \times gc} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times a \times gc} = 1 \text{ untuk aliran turbulen}$$

$$= \frac{0,25^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32,2} = 0,000994 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbf}}$$

$$F = F_1 + F_2 + F_3$$

$$= 0,0479 + 0,0005 + 0,0010$$

$$= 0,0494 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbf}}$$

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi} = 14,7 \times 144$$

$$= 2117 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi} = 14,7 \times 144$$

$$= 2117 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P = P_2 - P_1 = 0 \text{ lbf/ft}^2; \underline{P} = 0 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2} = 0 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbf}}$$

$$\frac{V^2}{2 \times a \times gc} = \frac{0,2530^2}{2 \times 1 \times 32,2} = 0,0010 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbf}}$$

$$Z = Z_2 - Z_1 = 30 \text{ ft}$$

Persamaan Bernoulli :

$$\underline{P} + \frac{Z}{gc} + \frac{V^2}{2 \times gc} + F = - Wf$$

$$0 + 30 + 0,0010 + 0,0494 = 30,05$$

$$- Wf = 30,05 \text{ ft} \cdot \text{Lbf/lbf}$$



$$\begin{aligned}
 \text{Bhp} &= \frac{- W_f \times \text{flowrate (cuft/dt)} \times}{550} \\
 &= \frac{30,1 \times 0,09 \times 62,024}{550} \\
 &= 1,1912 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas} = 0,0879 \times 7,4810 \times 60 = 39,444 \text{ gpm}$$

$$\text{Effisiensi pompa} = 68\% \text{ (Peters \& Timmerhaus 4}^{\text{ed}}.1968)$$

$$\begin{aligned}
 \text{Bhp} &= \frac{\text{hp}}{\text{eff.pompa}} = \frac{1,19}{0,68} = 0,8759 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

$$\text{Effisiensi motor} = 83\% \text{ (Peters \& Timmerhaus 4}^{\text{ed}}.1968)$$

$$\begin{aligned}
 \text{Power motor} &= \frac{\text{Bhp}}{\text{ef. motor}} = \frac{0,8759}{0,8300} = 1,06 \text{ Hp} = 1 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Fungsi : Mengalirkan bahan dari bak penampung air bersih ke kation exchanger.

Tipe : Centrifugal Pump

Bahan : Commercial Steel

Rate volumetri : 0,0879 cuft/dt

Total Dynamic : 30,05 ft . Lbf / lbm

Effisiensi mot : 83%

Power : 1 hp

Jumlah : 1 buah



6. Pompa Tangki Air Pendingin

Fungsi : Mengalirkan bahan dari bak penampung air jernih ke bak air pendingin.

Tipe : Centrifugal Pump

Dasar Pemi : Sesuai untuk bahan liquid, viskositas rendah.

Perhitungan :

$$\text{air} = 62,024 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Bahan masuk} = 25,125 \text{ kg/jam} = 0,02 \text{ lb/dt}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volum } Q_f &= m / \\ &= 0,0154 / 62 \\ &= 0,0002 \text{ cuft/dt} \end{aligned}$$

Asumsi aliran turbulen :

Di optimum untuk aliran turbulen, $N_{re} > 2100$, digunakan persamaan :

Dari (Peters & Timmerhaus 4^{ed}.1968) pers 15 , didapatkan :

$$\text{Diameter Optimum} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \text{density}^{0,13}$$

deng: $q_f = \text{fluid flow rate cuft/dt (cfs)}$

$= \text{fluid density lb/cuft}$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Optimum} &= 3,9 \times 0,000248^{0,45} \times 62^{0,13} \\ &= 0,16 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa 8 in, sch 40 (Geankoplis, App.A-5, hal.892)

$$\text{OD} = 8,63 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 7,98 \text{ in} = 0,67 \text{ ft}$$

$$A = 0,35 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linier} &= Q_f / A \\ &= 0,000248 / 0,35 \\ &= 0,000714 \text{ ft/dt} \end{aligned}$$



$$\mu = 0,0006 \text{ lb/ft dt}$$

$$N_{R_1} = \frac{D V}{\mu} = \frac{0,67 \times 0,000714 \times 62,024}{0,000558875}$$

$$= 5271,6 > 2100 \text{ (asumsi benar)}$$

Dipilih pipa Commercial steel =

$$\epsilon = 0,0009$$

$$\epsilon / D = 0,0013 \quad (\text{Foust app C-1, page 717})$$

$$f = 0,02 \quad (\text{Foust app C-3, page 721})$$

Digunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P}{\gamma} + \frac{Z}{g} + \frac{V^2}{2g} + F = -Wf$$

Perhitungan friksi :

$$\text{Taksiran panjang pipa lurus} = 75 \text{ ft}$$

$$- 3 \text{ elbow } 90^\circ = 3 \times 32 \times 0,67 = 63,8 \text{ ft}$$

$$- 1 \text{ globe valve} = 1 \times 300 \times 0,67 = 200 \text{ ft}$$

$$- 1 \text{ gate valve} = 1 \times 7 \times 0,67 = 4,66 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang total pipa} = 343 \text{ ft}$$

Friksi yang terjadi :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$F_1 = \frac{f \times V^2 \times L}{g_c \times D} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus 4}^{ed} .1968)$$

$$= \frac{2 \times 0,02 \times 0^2 \times 343}{32,2 \times 0,6651}$$

$$= 3,59E-07 \text{ ft.lbf / lbm}$$



2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$\begin{aligned}
 F_2 &= \frac{K \times V^2}{2 \times \text{gc}} \quad K = 0,5 \quad A_{\text{tangki}} > A_{\text{pipa}} \\
 &\quad \text{(Peters \& Timmerhaus 4^{ed}.1968)} \\
 &= \frac{0,5 \times 0,000714^2}{2 \times 1 \times 32,2} = 1 \quad \text{untuk aliran turbulen} \\
 &= 3,96\text{E-}09 \quad \text{ft} \cdot \text{Lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa ke tangki

$$\begin{aligned}
 F_3 &= \frac{V^2}{2 \times \text{gc}} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times \text{gc}} = 1 \quad \text{untuk aliran turbulen} \\
 &= \frac{0,000714^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32,2} = 7,92\text{E-}09 \quad \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}} \\
 F &= F_1 + F_2 + F_3 \\
 &= 4\text{E-}07 + 4\text{E-}09 + 8\text{E-}09 \\
 &= 3,71\text{E-}07 \quad \text{ft} \cdot \text{Lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_1 &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi} = 14,7 \times 144 \\
 &= 2117 \text{ lbf/ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_2 &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi} = 14,7 \times 144 \\
 &= 2117 \text{ lbf/ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P &= P_2 - P_1 = 0 \text{ lbf/ft}^2; \quad \underline{P} = \frac{0 \text{ lbf/ft}^2}{\text{lbm/cuft}} = 0 \quad \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{V^2}{\text{gc}} &= \frac{0,0007^2}{2 \times 1 \times 32,2} = 8\text{E-}09 \quad \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}
 \end{aligned}$$

$$Z = Z_2 - Z_1 = 30 \text{ ft}$$



Persamaan Bernoulli :

$$\frac{P}{\rho g} + \frac{Z}{g} + \frac{V^2}{2g} + F = -W_f$$

$$0 + \frac{30}{g} + \frac{8E-09}{2g} + 4E-07 = 30$$

$$-W_f = 30 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

$$\text{Bhp} = \frac{-W_f \times \text{flowrate (cuft/dt)}}{550}$$

$$= \frac{30 \times 0,0002 \times 62,024}{550}$$

$$= 0,8394 \text{ Hp}$$

$$\text{Kapasitas} = 0,0002 \times 7,48 \times 60 = 0,11 \text{ gpm}$$

$$\text{Efisiensi pompa} = 60\% \text{ (Peters \& Timmerhaus 4}^{\text{ed}}.1968)$$

$$\text{Hp} = \frac{\text{hp}}{\text{ef.pompa}} = \frac{0,839}{0,6} = 1,399 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 87\% \text{ (Peters \& Timmerhaus 4}^{\text{ed}}.1968)$$

$$\text{Power motor} = \frac{\text{Bhp}}{\text{ef. motor}} = \frac{1,3990}{0,8700} = 1,6081 \text{ hp} = 1,61 \text{ Hp}$$

**Spesifikasi :**

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak penampung air bersih ke bak penampung air proses.
Tipe	: Centrifugal Pump
Bahan	: Commercial Steel
Rate volumetri	: 0,0002 cuft/dt
Total Dynamic	: 30 ft.lbf / lbm
Effisiensi motor	: 87%
Power	: 1,61 Hp
Jumlah	: 1 buah

VIII.4. Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Tenaga listrik yang dibutuhkan Pabrik ini dipenuhi dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan Generator set (Genset) dan distribusi pemakaian listrik untuk memenuhi kebutuhan pabrik adalah sebagai berikut :

- Untuk keperluan proses.
- Untuk keperluan penerangan.

Untuk keperluan proses disediakan dari generator set, sedangkan untuk penerangan dari PLN. Bila terjadi kerusakan pada generator set, kebutuhan listrik bisa diperoleh dari PLN. Demikian juga bila terjadi gangguan dari PLN, kebutuhan listrik untuk penerangan bisa diperoleh dari generator set.

Tabel VIII.4.1. Kebutuhan Listrik untuk Peralatan Proses dan Utilitas.

No	Nama Alat	Power (Hp)
	Peralatan Proses	
1	Pompa	1
2	Pompa	1



3	Reduser I	3	
4	Heater I	3	
5	Condensor	3	
6	Kompresor I	5	
7	Heater II	3	
8	Destilasi I	8	
9	Kompresor II	4	
10	Reboiler I	3	
11	Pompa Destilasi I	1	
12	Reduser II	1	
13	Destilasi II	8	
14	Condensor II	3	
15	Reboiler II	3	
16	Pompa Destilasi II	1	
17	Destilasi III	8	
18	Condensor III	3	
19	Reboiler III	3	
20	Pompa Produk 1	1	
21	Pompa Produk 2	1	
	Peralatan Utilitas		
22	Boiler	129	
23	Bak Koagulasi	1,25	
24	Bak Flokulasi	1,25	
25	Pompa Air Sungai	1,1839	
26	Pompa Bak Koagulasi	1,4808	

Pra Rencana Pabrik Isopropylamine dari Hidrogenasi Aceton dengan Katalis Nikel dan Tungsten



27	Pompa Sand Filter	1
28	Pompa Bak Penampung Air Sanitasi	1
29	Pompa ke Ion Exchanger	1
30	Pompa Tangki Air Pendingin	1,6081
TOTAL		205,8461

1 hp 746 watt 0,75 kW

$$\begin{aligned}\text{Jadi kebutuhan listrik untuk proses dan utilitas} &= 205,85 \times 0,7456 \\ &= 153,479 \text{ kWh}\end{aligned}$$

Kebutuhan listrik untuk penerangan pabrik dihitung berdasarkan kuat penerangan untuk tiap-tiap lokasi. Dengan menggunakan perbandingan beban listrik lumen / m², dimana 1 foot candle = 10076 lumen / m² dan
1 lumen = 0,0015 watt

Tabel VIII.4.2 Kebutuhan Listrik Untuk Penerangan.

No.	Ruang	Luas		Ft candle	Lumen
		m ²	ft ²		
1	Pos keamanan	27	290,6256	5	1360260
2	Tempat parkir	1000	10763,9104	20	201520000
3	Kantor umum	600	6458,3463	20	120912000
4	Kantin	200	2152,7821	20	40304000
5	Poliklinik	50	538,1955	10	5038000
6	Masjid	200	2152,7821	20	40304000
7	Unit PMK	50	538,1955	10	5038000
8	Bengkel	200	2152,7821	20	40304000



9	Gudang	200	2152,7821	20	40304000
10	Kantor bagian proses	500	5381,9552	20	100760000
11	Ruang control	200	2152,7821	20	40304000
12	Laboratorium	200	2152,7821	20	40304000
13	Area penyimpanan bahan baku	1500	16145,8656	20	302280000
14	Area penyimpanan produk	1000	10763,9104	20	201520000
15	Daerah proses	3000	32291,7313	20	604560000
16	Daerah utilitas	600	6458,3463	20	120912000
17	Unit pengolahan air	1500	16145,8656	20	302280000
18	Mess	900	9687,5194	20	181368000
19	Sarana olah raga	400	4305,5642	20	80608000
20	Daerah perluasan proses	1000	10763,9104	20	201520000
21	Daerah perluasan pabrik	3000	32291,7313	20	604560000
22	Jalan dan halaman	3628	39051,4670	20	731114560
Total			214793,8324	405	4007174820

Untuk penerangan daerah proses, daerah perluasan, daerah utilitas, daerah bahan baku, daerah produk, tempat parkir, bengkel, gudang, jalan dan taman digunakan merkury 250 watt. Untuk lampu merkur 250 watt mempunyai Lumen Output = 16666667

Jumlah lampu merkury yang dibutuhkan :

No	Lokasi	Lumen / m ²	
1	Daerah Proses	604560000	
2	Daerah Perluasan	604560000	



3	Utilitas	120912000
4	Storage Bahan Baku	302280000
5	Storage Produk	201520000
6	Parkir	201520000
7	Bengkel	40304000
8	Gudang	40304000
9	Jalan Aspal	731114560
	Total	2847074560

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lampu mercury yang dibutuhkan} &= \frac{2847074560}{16666666,67} \\ &= 85,412 = 86 \text{ buah} \end{aligned}$$

Untuk penerangan lain digunakan lamp 40 watt

Untuk lampu TL 40 watt, lumen out per = 26667

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lampu TL yang dibutuhkan} &= \frac{4007174820 - 2847074560}{26666,6667} \\ &= 174,015 = 174 \text{ buah} \end{aligned}$$

Kebutuhan listrik untuk penerangan :

$$\begin{aligned} &= [86 \times 250] + [174 \times 40] = 28461 \text{ watt} \\ &28,461 \text{ kWh} \end{aligned}$$

Kebutuhan listrik untuk AC kantor = 20 kWh

Jadi total kebutuhan listrik, yaitu untuk kebutuhan proses dan penerangan adalah

$$\begin{aligned} &= 153,48 + 28,461 + 20 \\ &= 201,94 \text{ kWh} \end{aligned}$$



Untuk menjamin kelancaran dalam penyediaan, ditambah 10 % dari total kebutuhan. Sehingga kebutuhan listrik = $1,1 \times 201,94$
= 222,13 kWh

VIII.4.1. Generator Set

Direncanakan digunakan : Generator Portable Set
(penempatannya mudah)

Effisiensi generator set : 80%

Kapasitas generator set tot = $222,13 / 0,8$
= 277,67 kVA

1 kW = 56,9 Btu/menit

Tenaga generator = $278 \times 56,9$
= 15791 Btu/menit

Heating Value minyak bakar = 19066 Btu/lb hal 1629(Perry^{ed.6}.1984)

Kebutuhan bahan bakar untuk generator per jam 0,83 lb/menit
= 22,6 kg/jam

Jadi dalam perencanaan ini, harus disediakan generator pembangkit tenaga listrik yang dapat menghasilkan daya listrik yang sesuai. Dengan kebutuhan bahan bakar solar sebesar = 22,561 kg/jam

Berat jenis bahan = 0,86 kg/liter

Maka kebutuhan bahan bakar = $\frac{22,561}{0,86} = 26,2$ liter/jam

Spesifikasi :

Fungsi : Pembangkit tenaga listrik

Kapasitas : 277,67 kVA

Power factor : 0,8

Frekuensi : 50 Hz

Bahan bakar : Minyak diesel

Jumlah bahan bakar : 26,2 liter/jam

Jumlah : 2 buah (1 cadangan)



VIII.4.2. Tangki Penyimpan Bahan Bakar

Fungsi : Menyimpan bahan bakar minyak diesel.

Kebutuhan bahan bakar untuk generator per jam 49,7474 lb / jam

Kebutuhan bahan bakar untuk boiler per jam = 246,6547 lb / jam +

Total minyak diesel = 296,4021 lb / jam

Densitas minyak diesel = 54 lb / cuft

Kapasitas per jam = 5,4889 cuft/jam = 155,45 liter

1 cuft = 28,3 lt

Direncanakan penyimpanan bahan bakar selama 1 bulan :

Volume bahan = 5,4889 cuft/jam x 7,48 x 720 jam

= 29561 gallon

Volume bahan = 29561 x 0,02

= 703,56 barrel

1 gallon = 0,02 barrel

Dari Brownell tabel 3-3 halaman 43, diambil kapasitas tangki 4000 barrel

barrel dengan jenis Vessel berdasarkan API Standard ^{12-D} (100,101)

Spesifikasi :

Nama alat : Tangki Penyimpan Bahan Bakar.

Tipe : Standard Vessel API Standard ^{12-D} (100,101)

Kapasitas nominal : 4000 barrel

Diameter : 30 in

Tinggi : 24 ft

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C

Jumlah : 2 buah

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

IX.1 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi suatu pabrik merupakan hal yang penting karena akan mempengaruhi kelangsungan hidup dari suatu perusahaan. Tetapi banyak perusahaan yang kurang memperhatikan pentingnya penentuan lokasi pabrik itu, karena hanya mengejar target investasi saja. Sehingga banyak perusahaan yang didirikan tanpa mempertimbangkan lokasi ekonomis, mengalami kesulitan dalam menjamin kelangsungan hidupnya.

Dalam penentuan lokasi pabrik ada beberapa faktor yang harus diperhatikan agar diperoleh lokasi yang baik yang sesuai dengan pabrik yang direncanakan. Faktor-faktor tersebut meliputi faktor utama dan faktor khusus. Dengan memperhatikan dan mempertimbangkan faktor tersebut, maka dipilih daerah Sidoarjo sebagai lokasi tempat didirikannya pabrik isopropylamine ini.





A. Faktor Utama

1. Bahan Baku

Bahan baku merupakan salah satu faktor yang penting dan harus diperhatikan dalam penentuan lokasi suatu pabrik. Pada dasarnya suatu pabrik sebaiknya didirikan di daerah yang dekat dengan sumber bahan bakunya. Sehingga pengadaan dan transportasi bahan bakunya mudah diatasi dan mempunyai nilai ekonomi yang tinggi. Hal-hal yang perlu ditinjau mengenai bahan baku ini adalah sebagai berikut :

- a. Jarak sumber bahan baku dengan pabrik
- b. Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama digunakannya
- c. Bagaimana proses pembuatannya, transportasinya dan penyimpanan bahan bakunya.
- d. Kemungkinan untuk mendapatkan sumber lain.

Bahan baku utama yaitu Hidrogen 100% diperoleh dari PT SAMATOR GAS Jawa Timur yang berlokasi di Krian dengan kemurnian Aceton sebesar 99 % dan Amonia 99.5% diperoleh dari CV. SURYA BAKTI MANDIRI yang berlokasi di Sedati. Ini mempunyai kapasitas 1 juta ton/tahun sehingga sangat mencukupi untuk kebutuhan pabrik isopropylamine yang akan didirikan.



2. Pemasaran

Pemasaran pabrik atau industri didirikan karena adanya permintaan akan barang/produk yang dihasilkan. Oleh karena itu hasil produksi pabrik memerlukan daerah pemasaran, hal ini dapat disebabkan daerah pemasaran merupakan salah satu faktor utama dalam penentuan lokasi dari suatu pabrik. Ada banyak keuntungan apabila lokasi suatu pabrik dekat dengan daerah pemasaran, diantaranya : keamanan transportasi, biaya pengiriman, dan yang terpenting adalah perkembangan hasil produksi pabrik akan dapat meningkat pesat.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam masalah pemasaran :

- a. Kebutuhan konsumen akan produk
- b. Daerah pemasaran produk
- c. Jarak pemasaran dari lokasi pabrik
- d. Berapa banyak produk yang beredar dipasaran dan bagaimana perkembangannya dimasa-masa yang akan datang
- e. Bagaimana sistem pemasaran yang dipakai
- f. Direncanakan sistem penjualan untuk daerah-daerah yang jauh.

Prioritas utama pemasaran pabrik isopropylamine ini adalah untuk memenuhi kebutuhan isopropylamine di Indonesia yang sementara ini masih di import dari luar negeri, selain itu juga semakin berkembangnya industrialisasi di negara lain tidak menutup kemungkinan produk dari pabrik



isopropylamine ini dapat bersaing dengan pasar import sehingga akan dapat meningkatkan cadangan devisa negara dalam bidang industrialisasi.

3. Tenaga dan Bahan Bakar

Suatu pabrik memerlukan bahan bakar dan listrik untuk keperluan menjalankan alat-alat serta penerangan pabrik secara keseluruhan. Kebutuhan bagi pabrik biasanya volumenya cukup besar, sehingga diperlukan suatu daerah yang dekat dengan sumber tenaga listrik dan bahan bakar. Hal-hal yang perlu diperhatikan sehubungan dengan tenaga dan bahan bakar, dalam penentuan lokasi suatu pabrik :

- a. Bagaimana kemungkinan pengadaan tenaga listrik di lokasi pabrik
- b. Berapa harga tenaga listrik dan bahan bakar yang diperlukan.
- c. Bagaimana persediaan tenaga listrik dan bahan bakar dimasa yang akan datang.

Sumber tenaga listrik untuk keperluan pabrik isopropylamine dapat diperoleh dari PLN maupun dengan menyediakan tenaga pembangkit tenaga listrik sendiri berupa generator. Sedangkan bahan bakar diperoleh dari distribusi Pertamina.

4. Sumber Air

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting bagi suatu industri kimia baik untuk kebutuhan proses maupun keperluan lainnya, misalnya pendinginan, air minum dan sebagainya. Untuk memenuhi kebutuhan air diambil dari dua macam sumber :



- a. Langsung dari sumbernya.
- b. Dari instalasi penyediaan air.

Apabila kebutuhan air ini cukup besar, maka pengambilan air langsung dari sumbernya dapat lebih ekonomis atau perpaduan antara dua sumber diatas. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemakaian air sumber adalah :

1. Sampai berapa lama sumber air tersebut melayani kebutuhan pabrik
2. Bagaimana kualitas air yang disediakan untuk pabrik
3. Bagaimana pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air tersebut

Kebutuhan air untuk pabrik isopropylamine dapat diambil dari sungai terdekat dengan perpaduan air PDAM untuk keperluan air bersih bagi karyawan.

5. Iklim dan Geografis

Ada beberapa hal yang perlu diperhatikan menyangkut hubungan antara pemilihan lokasi pabrik dengan iklim dan letak geografis dari suatu daerah, antara lain :

- a. Keadaan alam, dimana alam yang menyulitkan konstruksi akan mempengaruhi spesifikasi peralatan
- b. Keadaan angin (kecepatan dan arahnya), pada suatu situasi terburuk yang pernah terjadi pada tempat itu, bagaimana akibatnya pada daerah itu



- c. Gempa bumi yang pernah terjadi
- d. Kemungkinan untuk perluasan dimasa yang akan datang

Sebenarnya Kabupaten Sidoarjo lebih rawan pada terjadinya bencana sosial daripada bencana alam, namun untuk ancaman bencana dari kondisi air ini, juga harus diperhitungkan. (Setyawati, 2010)

B. Faktor Khusus

1. Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran pengangkutan bahan baku dan pengangkutan produk dapat terjamin dengan biaya serendah mungkin dalam waktu yang relatif singkat. Karena perlu diperhatikan beberapa fasilitas yang ada didaerah itu, seperti :

- a. Jalan raya yang dapat dilalui mobil dan truk
- b. Adanya pelabuhan

Pada pabrik isopropylamine ini, transportasi darat merupakan transportasi yang paling utama karena sidoarjo merupakan daerah dekat dengan pebatasan daerah.

2. Buruh dan Tenaga Kerja

Faktor buruh dan tenaga kerja merupakan faktor yang penting bagi suatu perusahaan karena berhasil tidaknya pencapaian tujuan dari perusahaan juga dipengaruhi oleh sumber daya manusia yang kualitas dan kemampuannya tinggi. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan tenaga kerja dihubungkan dengan lokasi pabrik yang akan dipilih, antara lain :



- a. Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang di inginkan
- b. Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang tersedia
- c. Peraturan perburuhan
- d. Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah

3. Peraturan Pemerintah dan Peraturan Daerah

Pendirian pabrik isopropylamine ini di dukung oleh kebijakan pemerintah kota Sidoarjo dalam kaitannya untuk menjadikan kota Sidoarjo sebagai pusat kawasan Industri di Lingkar Timur dengan menciptakan kawasan Industri “Industrial Estate”. Daerah Sidoarjo merupakan daerah industry yang dalam tahap pembangunan dan pengembangan menjadi kota yang maju. Telah diketahui daerah sidoarjo memiliki potensi industry yang sangat baik, sudah terdapat banyak pabrik besar yang telah berjalan seperti Japfa Comfeed, Avian Paint, Maspion Group, Propan raya, Interbat, dll.

Akses transportasi pada kota tersebut juga tidak terlalu sulit, dikarenakan Sidoarjo merupakan kota strategis.

4. Perpajakan dan Asuransi

Perpajakan dan asuransi didalam mendirikan suatu pabrik juga merupakan faktor yang menentukan untuk pengambilan daerah lokasi pabrik, jangan sampai pabrik yang ada akan memberatkan pabrik tersebut.

5. Keadaan Lingkungan dan Masyarakat

Menurut pengamatan, masyarakat disekitar lokasi pabrik memiliki adat istiadat yang baik. Selain itu fasilitas perumahan, pendidikan, poliklinik



dan peribadatan sudah tersedia.

IX.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak adalah pengaturan yang optimal dari seperangkat fasilitas-fasilitas. Tata letak pabrik merupakan faktor yang sangat penting dalam mendapatkan efisiensi kerja, keselamatan kerja serta kelancaran kerja para pekerja dan juga untuk kelancaran proses.

Untuk mendapatkan kondisi yang optimum, maka perlu dipertimbangkan hal-hal sebagai berikut :

- a. Bahan baku, tenaga kerja, transportasi, steam, efektifitas dan efisiensi penanganan
- b. Bahan yang mudah terbakar dan berbahaya disimpan pada tempat khusus yang jauh dari unit proses dan untuk pengamanan juga disediakan unit pemadam kebakaran
- c. Sistem perpipaan yang merupakan salah satu bagian terpenting yang mempengaruhi operasi pabrik di letakkan pada posisi yang tepat sehingga memudahkan aktifitas kerja.
- d. Jarak antara unit proses yang satu dengan yang lain diatur sedemikian rupa sehingga memudahkan proses pengendalian, perbaikan, dan tidak mengganggu lalu lintas pekerja
- e. Bangunan pabrik diusahakan memenuhi standart bangunan, misalnya : ventilasi yang cukup, jarak yang cukup antara bangunan



yang satu dengan yang lainnya

f. Persediaan tanah untuk perluasan dan perkembangan pabrik

IX.3. Lay Out / Pembagian Areal Tanah

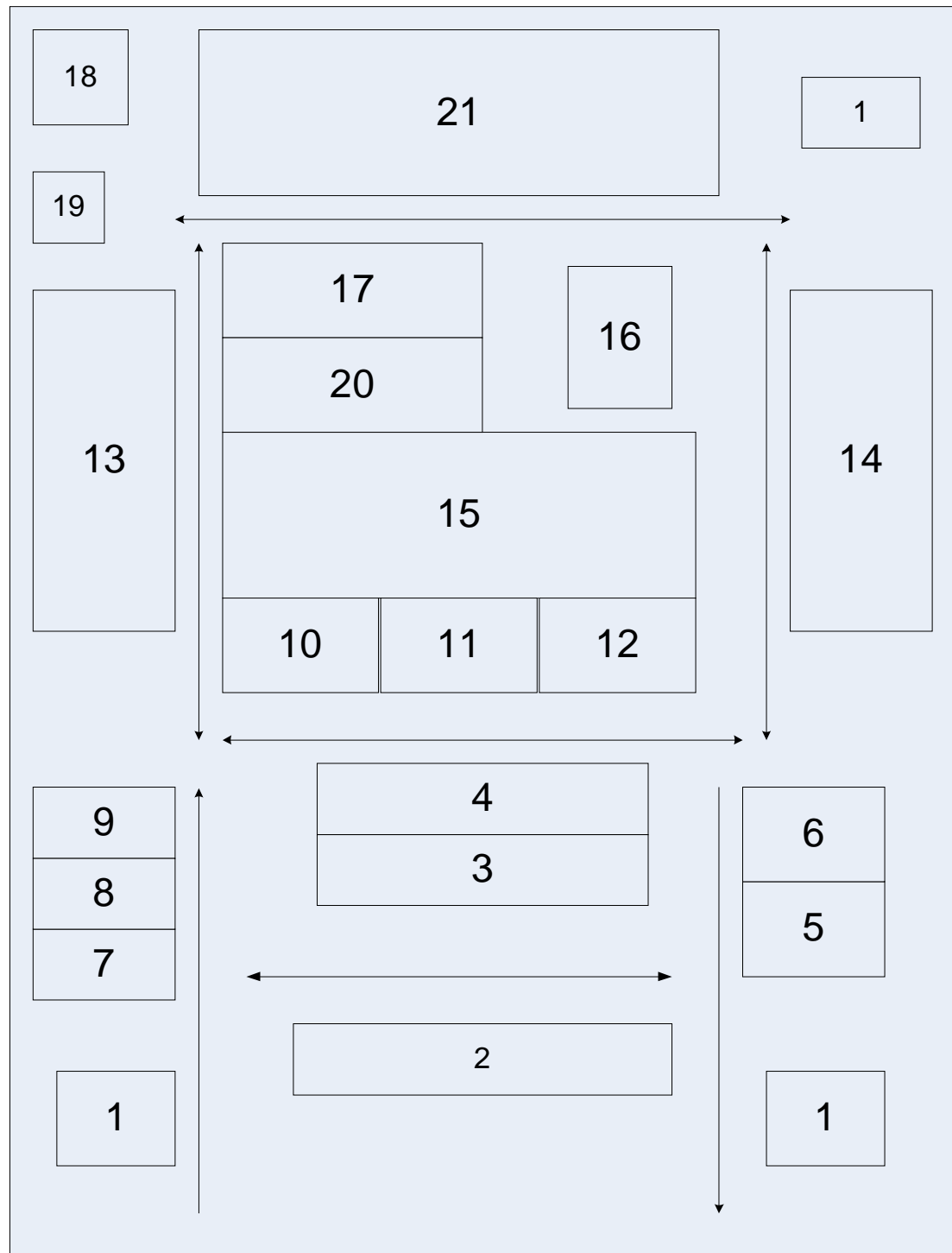
Pembagian areal tanah masing-masing bangunan/ peralatan pada pabrik asam asetat ini, direncanakan sebagai berikut :

Tabel IX.1. Rencana Pembagian Areal Tanah

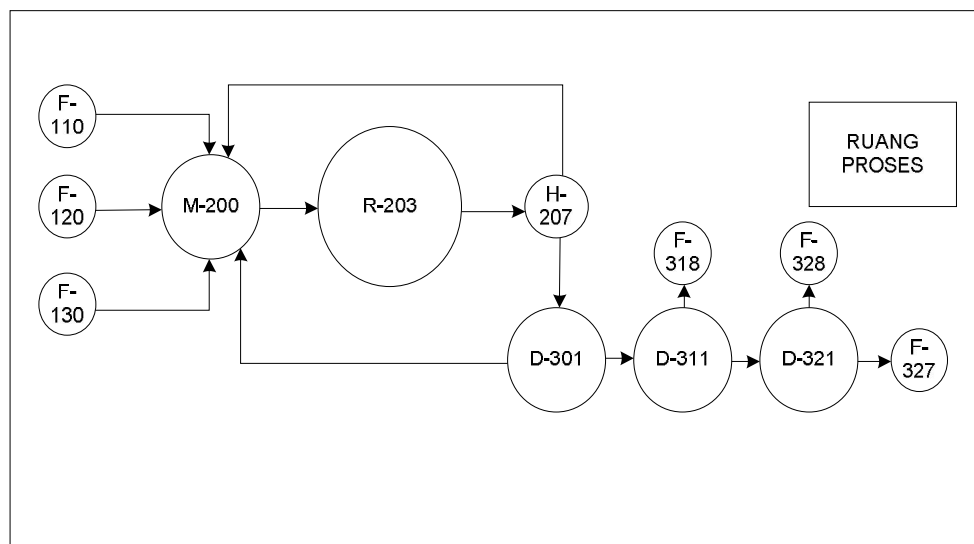
No.	Bangunan	Luas (m ²)
01.	Pos keamanan	27
02.	Tempat parkir	1000
03.	Kantor umum	600
04.	Kantin	200
05.	Poliklinik	50
06.	Masjid	200
07.	Unit PMK	50
08.	Bengkel	200
09.	Gudang	200
10.	Kantor bagian proses	500
11.	Ruang control	200
12.	Laboratorium	200
13.	Area penyimpanan bahan baku	1500
14.	Area penyimpanan produk	1000
15.	Daerah proses	3000
16.	Daerah utilitas	600



17.	Unit pengolahan air	1500
18.	Mess	900
19.	Sarana olah raga	400
20.	Daerah perluasan proses	1000
21.	Daerah perluasan pabrik	3000
22.	Jalan dan halaman	3628
		18955



Gambar IX.2. Denah Pabrik



Gambar IX.3. Lay Out Peralatan Pabrik

KETERANGAN :

F-110	: Tangki Penampung Hidrogen
F-120	: Tangki Penampung Aceton
F-130	: Tangki Penampung Amonia
M-200	: Tangki Penampung Campuran
H-207	: Decanter
D-301	: Distilasi I
D-311	: Distilasi II
D-321	: Distilasi III
F-318	: Tangki Penampung Produk samping I
F-327	: Tangki Penampung Produk samping II
F-328	: Tangki Penampung Produk Utama (Isopropylamine)



BAB X

ORGANISASI PERUSAHAAN

X.1 Umum

Bentuk Perusahaan	: Perseroan Terbatas (PT)
Letak	: Prasung ; Sidoarjo
Lapangan Usaha	: Memproduksi isopropylamine
Kapasitas Produksi	: 30.000 ton/tahun isopropylamine

X.2 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan dari pabrik ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Dasar pertimbangan dari pemilihan bentuk perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- Mudah mendapatkan modal, selain modal dari bank, modal dapat juga diperoleh dari penjualan saham.
- Kekayaan perseroan terpisah dari kekayaan setiap pemegang saham.
- Demi kelancaran produksi, maka tanggung jawab setiap pemegang saham dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh oleh terhentinya pemegang saham, direksi, maupun karyawan.



X.3 Struktur Organisasi

Bentuk Organisasi : GARIS DAN STAF

Bentuk organisasi ini mempunyai keuntungan antara lain:

- Dapat dipergunakan oleh setiap organisasi yang bagaimanapun besar maupun tujuan.
- Ada pembagian yang jelas antara pimpinan, staf dan pelaksana.
- Bakat-bakat yang berbeda dari para karyawan dapat dikembangkan menjadi suatu spesialisasi.
- Sistem penempatan “ The Right Man in The Right Place ” lebih mudah dilaksanakan.
- Pengambilan keputusan dapat dilakukan dengan cepat walaupun banyak orang yang diajak berunding kerana pimpinan perusahaan dapat mengambil keputusan yang mengikat.
- Pengambilan keputusan yang sehat lebih mudah dicapai karena ada anggota-anggota staf yang ahli dalam bidangnya yang dapat memberikan nasehat dan mengerjakan perencanaan yang teliti.
- Koordinasi dapat pula dengan mudah dikerjakan karena sudah ada pembagian tugas masing-masing.
- Disiplin dan moral para karyawan biasanya tinggi karena tugas yang dilaksanakan oleh seseorang sesuai dengan bakat, keahlian dan pengalaman.



PEMBAGIAN TUGAS DAN TANGGUNG JAWAB

1. PEMEGANG SAHAM

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Mereka adalah perusahaan dan mempunyai kekuasaan tertinggi dalam perusahaan.

Tugas dan wewenang pemegang saham :

- Memilih dan memberhentikan komisaris.
- Meminta pertanggungjawaban kepada Dewan Komisaris.

2. DEWAN KOMISARIS

Dewan Komisaris sebagai wakil dari pemegang saham dan semua keputusan dipegang dan ditentukan oleh Rapat Persero. Biasanya yang menjadi Ketua Dewan Komisaris adalah Ketua dari Pemegang Saham, dipilih dari Rapat Umum Pemegang Saham.

Tugas dan wewenang Dewan Komisaris :

- Memilih dan memberhentikan Direktur
- Mengawasi Direktur
- Menyetujui dan menolak rencana kerja yang diajukan Direktur
- Mempertanggungjawabkan Perusahaan kepada Pemegang Saham

3. DIREKTUR UTAMA

Direktur utama merupakan pimpinan perusahaan yang bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris dan membawahi :

- Direktur teknik dan Produksi



- Direktur Keuangan

Tugas dan Wewenang :

- Bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris
- Menetapkan kebijaksanaan peraturan dan tata tertib perusahaan
- Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- Mengangkat dan memberhentikan pegawai
- Bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan

4. DIREKTUR TEKNIK DAN PRODUKSI

Direktur Teknik dan Produksi bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam hal:

- Pengawasan dan peningkatan mutu produksi
- Perencanaan jadwal produksi dan penyediaan sarana produksi
- Pengawasan peralatan pabrik
- Perbaikan pemeliharaan alat-alat produksi.

5. DIREKTUR KEUANGAN DAN ADMINISTRASI

Direktur Keuangan bertanggung jawab pada Direktur Utama dalam hal :

- Laba rugi perusahaan
- Neraca keuangan
- Administrasi perusahaan
- Perencanaan pemasaran dan penjualan

6. STAF AHLI

Direksi dibantu oleh beberapa staf ahli yang bertanggung jawab langsung kepada Direktur. Staf ahli ini bersifat sebagai konsultan yang diminta



pertimbangannya apabila perusahaan mengalami suatu masalah. Staf ahli tersebut yaitu :

- Ahli Teknik
- Ahli Proses
- Ahli Ekonomi dan Marketing
- Ahli Hukum

7. KEPALA BAGIAN

- Kepala Bagian terdiri dari :
 1. Kepala Bagian Teknik
 2. Kepala Bagian Produksi
 3. Kepala Bagian Umum
 4. Kepala Bagian Pemasaran
 5. Kepala Bagian Keuangan
- Tugas umum Kepala Bagian adalah :
 1. Menjalankan organisasi/ mengatur/ mengkoordinasi atau mengawasi pekerjaan-pekerjaan seksi bawahannya.
 2. Bertanggung jawab atas kerja seksiseksi bawahannya.
 3. Membuat laporan-laporan berkala dari seksi-seksi bawahannya.
 4. Mengajukan saran-saran atau pertimbangan-pertimbangan mengenai usaha perbaikan kepala seksi.
- Tugas khusus Kepala Bagian :
 1. Kepala Bagian Teknik

Mengusahakan dan menjaga kelancaran operasidi segala bidang



produksi seperti pemeliharaan, perbaikan, penampungan bahan baku (utilitas).

2. Kepala Bagian Produksi

Menyelenggarakan dan mengembangkan produksi dengan cara yang ekonomis dalam batas kualitas yang direncanakan oleh perusahaan disamping secara periodik mengenalkan kualitas produk dan bahan baku.

3. Kepala Bagian Umum

Melaksanakan dan mengatur arus barang produksi dari perusahaan kepada konsumen.

4. Kepala Bagian Pemasaran

Melaksanakan dan mengatur arus barang produksi dari perusahaan kepada konsumen.

5. Kepala Bagian Keuangan

Merencanakan, menyelenggarakan dan mengevaluasi hasil operasi keuangan.

8 . KEPALA SEKSI

Tugas Umum Kepala Seksi :

1. Melakukan tugas operasional dalam bidang masing-masing.
2. Merencanakan rencana yang telah ditetapkan direksi.
3. Bertanggung jawab atas kelancaran/ keserasian kerja atau personalia dari seksi-seksi Kepala bagian.



Tugas Khusus Kepala Seksi :

1. Seksi Pemeliharaan dan Perbaikan

Menjamin keadaan peralatan/ mesin-mesin yang ada dalam pabrik selalu dalam keadaan baik dan siap dipakai dengan pemeliharaan yang efisien dan efektif.

2. Seksi Utilitas dan Pembangkit Tenaga

Menyediakan unsur penunjang proses dalam pabrik yaitu meliputi : air, listrik, steam dan bahan bakar.

3. Seksi Riset dan Pengembangan

Mengadakan pemeriksaan dan menetapkan acceptabilitas bahan baku, bahan pembantu maupun produk, selain itu juga dapat melakukan penelitian guna keperluan pengembangan bila diperlukan.

4. Seksi Produksi dan Proses

Melakukan pembuatan produksi sesuai dengan ketentuan yang direncanakan dan mengadakan kegiatan agar proses produksi berlangsung secara baik, mulai dari bahan baku masuk hingga produk.

5. Seksi Personalia dan Kesejahteraan

Mengembangkan dan menyelenggarakan kebijaksanaan dan program perusahaan dalam bentuk tenaga kerja yang baik dan memuaskan.



6. Seksi Keamanan

Melaksanakan dan mengatur hal-hal yang berkaitan dengan keamanan perusahaan.

7. Seksi Administrasi

Melaksanakan dan mengatur administrasi serta inventarisasi perusahaan.

8. Seksi Pemasaran dan Penjualan

Melaksanakan dan mengatur penjualan produksi kepada konsumen. Disini Direktur Utama berperan untuk menentukan kebijaksanaan perusahaan.

9. Seksi Gudang

Melaksanakan penyimpanan dan pengeluaran serta mengamankan bahan baku/ bahan pembantu dan mengatur serta melaksanakan penyimpanan dan penerimaan serta pengiriman produksi ke konsumen.

10. Seksi Anggaran

Mengadakan pembukuan dan mengadakan dana keuangan yang cukup dengan mendayagunakan modal dan mengamankan fisik keuangan.

11. Seksi Pembelian

Mengadakan pembelian dan persediaan dari semua peralatan beserta spare part dan semua bahan-bahan untuk keperluan produksi dengan memperhatikan mutu, harga dan jumlah yang



tepat.

X.4. JAM KERJA

Pabrik direncanakan bekerja atau beroperasi 340 hari dalam setahun, 24 jam per hari. Sisa hari libur digunakan untuk perbaikan dan perawatan mesin-mesin. Jam kerja untuk pegawai adalah sebagai berikut:

a. Untuk pekerja non shift

Bekerja dalam enam hari dalam seminggu, sedang hari Minggu dan hari besar libur. Pembagian jam kerja karyawan non-shift sebagai berikut:

* Senin sampai Jum'at : 07.00 – 15.00

* Sabtu : 07.00 – 13.00

b. Untuk pekerja shift

Sehari bekerja dalam 24 jam terbagi dalam 3 shift, yaitu:

* Shift I (pagi) : 07.00 – 15.00

* Shift II (siang) : 15.00 – 23.00

* Shift III (malam) : 23.00 – 07.00

Untuk memenuhi kebutuhan pegawai ini diperlukan 4 regu dimana 3 regu kerja dan 1 regu libur. Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan pada X.1.



Tabel X.1. Jadwal Kerja Karyawan Proses

REGU	HARI KE :													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P
II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L
IV	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M

Keterangan :

P = Pagi

S = Siang

M = Malam

L = Libur

X.5. STATUS KARYAWAN DAN SISTEM UPAH

Pada pabrik ini sistem upah karyawan berbeda – beda tergantung pada status karyawan, kedudukan dan tanggung jawab serta keahlian.

X.6. JAMINAN SOSIAL

Jaminan Sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain :

- Pakaian kerja, diberikan kepada karyawan tetap sebanyak 2 stel pakaian per tahun.
- Tunjangan, diberikan kepada karyawan tetap berupa uang dan dikeluarkan bersama – sama dengan gaji, dimana besarnya disesuaikan dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
- Pengobatan, dapat dilakukan di poliklinik perusahaan secara gratis atau



pada rumah sakit atau dokter yang ditunjuk oleh perusahaan, dimana biaya pengobatan menjadi tanggung jawab perusahaan sepenuhnya.

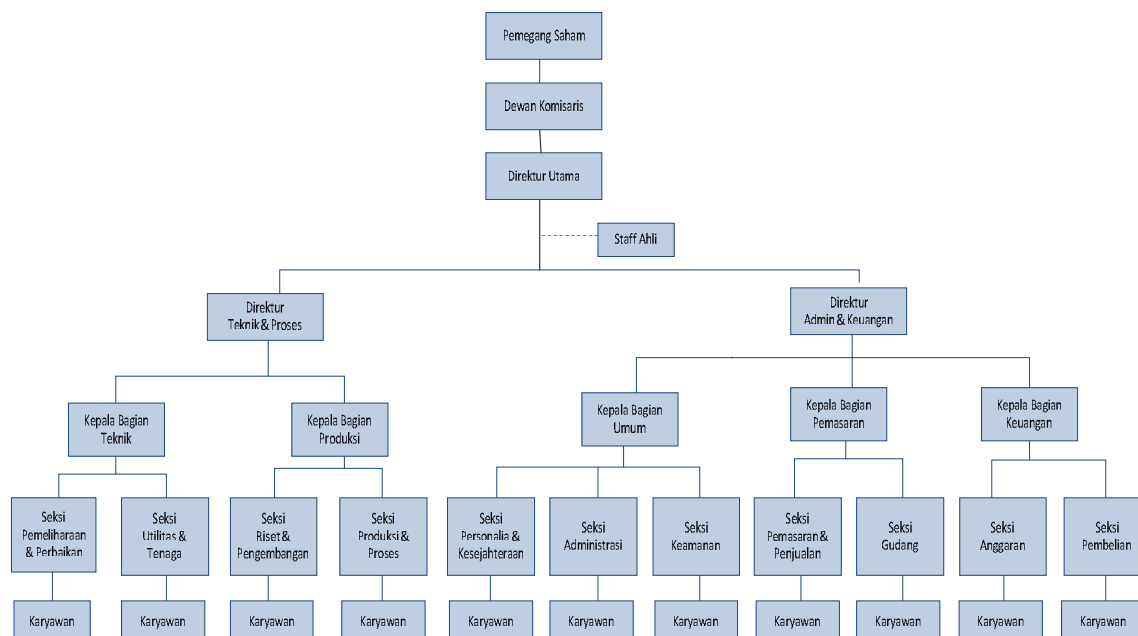
- d. Setiap karyawan berhak menjadi peserta Jamsostek dan dikoordinasikan oleh perusahaan.

Tabel X.2. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

No.	JABATAN	Jumlah	Gaji (Rp. / Orang)
1.	Direktur Utama	1	15.000.000
2.	Sekretaris Direktur	3	2.250.000
3.	Direktur Teknik dan Proses	1	13.500.000
4.	Direktur Administrasi & Keuangan	1	13.500.000
5.	Staff Ahli	4	5.000.000
6.	Kepala Bagian Teknik	1	6.000.000
7.	Kepala Bagian Produksi	1	6.000.000
8.	Kepala Bagian Umum	1	6.000.000
9.	Kepala Bagian Pemasaran	1	6.000.000
10.	Kepala Bagian Keuangan	1	6.000.000
11.	Kasi Pemeliharaan & Perbaikan	1	4.500.000
12.	Kasi Utilitas & Energi	1	4.500.000
13.	Kasi Riset & Pengembangan	1	4.500.000
14.	Kasi Produksi & Proses	1	4.500.000
15.	Kasi Personalia & Kesejahteraan	1	4.500.000
16.	Kasi Keamanan	1	4.500.000
17.	Kasi Administrasi	1	4.500.000



18.	Kasi Pemasaran & Penjualan	1	4.500.000
19.	Kasi Gudang	1	4.500.000
20.	Kasi Anggaran	1	4.500.000
21.	Kasi Pembelian	1	4.500.000
22.	Karyawan Bagian Proses (kepala)	4	1.800.000
23.	Karyawan Bagian Proses (regu)	36	1.800.000
24.	Karyawan Bagian Laboratorium	6	1.800.000
25.	Karyawan Bagian Utilitas & Energi	18	1.800.000
26.	Karyawan Bagian Personalia	3	1.800.000
27.	Karyawan Bagian Pemasaran	3	1.800.000
28.	Karyawan Bagian Administrasi	3	1.800.000
29.	Karyawan bagian Pembelian	3	1.800.000
30.	Karyawan Bagian Pemeliharaan	4	1.500.000
31.	Karyawan Bagian Gudang	8	1.500.00
32.	Karyawan Bagian Keamanan	9	1.200.000
33.	Karyawan Bagian Kebersihan	8	900.000
34.	Supir	6	1.050.000
35.	Pesuruh	8	750.000
36.	Dokter	3	5.000.000
37.	Perawat	5	1.000.000
	Jumlah	150	



Gambar X.1. Struktur Organisasi Perusahaan



BAB XI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi di dalam suatu perencanaan pabrik adalah sangat penting, karena perhitungan ekonomi ini dapat diketahui apakah pabrik yang direncanakan ini layak untuk didirikan atau tidak dalam artian feasible (memenuhi).

Faktor-faktor yang perlu ditinjau antara lain :

1. Laju pengembalian modal (Internal Rate of Return)
2. Lama pengembalian modal (Pay Out Period)
3. Resiko Peminjaman Modal (Rate On Equity)
4. Titik impas (Break Even Point)

Untuk meninjau faktor-faktor diatas, perlu adanya penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu :

1. Penaksiran modal industri (Total Capital Investment) yang terdiri atas :
 - a. Modal tetap (Fixed Capital Investment)
 - b. Modal kerja (Working Capital Investment)
2. Penentuan biaya produksi total (Production cost) yang terdiri atas :
 - a. Biaya pembuatan (Manufacturing cost)
 - b. Biaya pengeluaran umum (General Expences)
3. Total pendapatan.



XI.1. Harga Peralatan

Karena harga peralatan cenderung naik tiap tahun, maka untuk menentukan harga sekarang, ditaksir dari harga-harga tahun sebelumnya berdasarkan indeks harga. Contoh perhitungan harga alat dan daftar harga alat secara keseluruhan dapat dilihat pada Appendix D.

XI.2. PENENTUAN TCI

XI.2.1. Modal Tetap (FCI)

A. Biaya Langsung (Direct Cost)

1. Harga Peralatan (E)	= Rp 18.051.186.460
2. Perpipaian : Material (36% E)	= <u>Rp 6.498.427.126</u> +
2. Free on Board (FOB)	= Rp 24.549.613.586
3. Biaya Pengangkutan (5%FOB)	= <u>Rp 1.227.480.679</u> +
4. Cost and Freight (C and F)	= Rp 25.777.094.265
5. Asuransi (1% C&F)	= <u>Rp 257.770.943</u> +
6. Cost Insurance Freight (CIF)	= Rp 26.034.865.208
7. Biaya angkutan ke pabrik (5%CIF)	= Rp 1.301.743.260
8. Instrumentasi dan Kontrol (13%E)	= Rp 2.346.654.240
9. Listrik Terpasang (10%E)	= Rp 1.805.118.646
10. Perpipaian Terpasang (30%E)	= Rp 5.415.355.938
11. Pemasangan dan pengecatan (30%E)	= Rp 5.415.355.938
12. Fasilitas Service (30%E)	= Rp 5.415.355.938
13. Yard Improvement (10%E)	= Rp 1.805.118.646
14. Tanah	= Rp 12.000.000.000
15. Bangunan	= <u>Rp 4.770.000.000</u> +
Total Direct Cost	= Rp 66.309.567.814

**B. Biaya Tidak Langsung**

16. Engineering and Supervisi (20%E)	= Rp 3.610.237.292
17. Biaya Konstruksi (20%E)	= <u>Rp 3.610.237.292</u> +
Total Indirect Cost	= Rp 7.220.474.584
Total Indirect Cost (IC) dan Direct Cost (DC)	
(IC + DC)	= Rp 73.530.042.398
18. Biaya Tidak Terduga (10%(IC+DC))	= Rp 7.353.004.240
19. Ongkos Kontraktor (10%(IC+DC))	= <u>Rp 7.353.004.240</u> +
Fixed Capital Investment (FCI)	= Rp 88.236.050.878

XI.2.2. Modal Kerja (WCI)

1. Modal Penyimpanan Bhn Baku / bln	= Rp 27.138.860.452
2. Modal Penyimpanan Produk / bln	= Rp 43.738.646.779
3. Modal Cadangan	= <u>Rp 16.599.786.327</u> +
Modal Kerja (WCI)	= Rp 87.477.293.559

$$\text{Total Capital Investment (TCI)} = \text{FCI} + \text{WCI} = \text{Rp } 175.713.344.436$$

Modal investasi dibagi :

* Modal Sendiri, 60% TCI	= Rp 105.428.006.662
* Modal Pinjam Bank, 40% TCI	= Rp 70.285.337.774



XI.3. PENENTUAN BIAYA PRODUKSI TOTAL (BPT)

XI.3.1. Biaya Pembuatan (Manufacturing Cost, MC)

A. Biaya Produksi Langsung (DPC)

1. Gaji Karyawan (1 tahun)	= Rp 5.476.800.000
2. Bahan Baku (1 tahun)	= Rp 325.666.325.430
3. Biaya Utilitas (1 tahun)	= Rp 44.529.590.577
4. Biaya Laboratorium (10% Gaji)	= Rp 547.680.000
5. Biaya Supervisi (10% Gaji)	= Rp 547.680.000
6. Pemeliharaan & Perbaikan (2% FCI)	= Rp 1.764.721.018
7. Operating Supplies 15%(6)	= Rp 264.708.153
8. Biaya Packaging	= <u>Rp 9.000.000.000</u> +
Biaya Pembuatan Langsung	= Rp 387.797.505.177

B. Biaya Tetap (FC)

1. Depresiasi alat, 15%(FCI-HT-HB)	= Rp 7.146.605.088
2. Depresiasi bangunan (10%HB)	= Rp 477.000.000
3. Pajak (2% FCI)	= Rp 882.360.509
4. Asuransi (1%FCI)	= Rp 882.360.509
5. Bunga Bank 12 %	= <u>Rp 8.434.240.533</u> +
Total Biaya Tetap	= Rp 17.822.566.638

C. Biaya Overhead (POC) 50% (Gaji +Supervisi + Pemeliharaan)

$$= \text{Rp } 3.894.600.509$$

$$\text{Biaya Pembuatan (MC)} = \text{DPC} + \text{FC} + \text{POC} = \text{Rp } 409.514.672.324$$



XI.3.2. Biaya Pengeluaran Umum (General Expenses, GE)

1. Biaya Administrasi Rp 1.168.380.153
15% (Gaji + Supervisi + Pemeliharaan)
2. Distribusi dan Pemasaran (2% BPT) = 0,02 BPT
3. Biaya R&D (3% BPT) = 0,03 BPT

Biaya Produksi Total = Biaya Pembuatan + Biaya Pengeluaran Umum

$$\begin{aligned}\text{BPT} &= \text{MC} + \text{GE} \\ &= 0,05 \text{ BPT} + \text{Rp } 410.683.052.477 \\ \text{BPT} &= \text{Rp } 410.683.052.477 \times 0,95 \\ &= \text{Rp } 432.297.949.975\end{aligned}$$

Jadi dapat disimpulkan :

$$\begin{aligned}\text{Biaya pembuatan (Manufacturing Cost)} &= \text{Rp } 409.514.672.324 \\ \text{Biaya pengeluaran Umum (GE)} &= \text{Rp } 22.783.277.651 + \\ \text{Biaya produksi total (BPT)} &= \text{Rp } 432.297.949.975\end{aligned}$$

XI.4. ANALISA EKONOMI

Metode yang digunakan adalah discounted cash flow

Asumsi yang digunakan :

1. Modal : - modal sendiri 60%
- pinjaman bank 40%
2. Bunga bank : 12 % per tahun
3. Laju inflasi : 10 %



4. Massa konstruksi 2 tahun

Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut :

- > Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke-2) dilakukan pembayaran sebesar 10% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan beberapa macam uang muka.
- > Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke-1) dibayarkan sisa modal pinjaman.

5. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun sebesar 10% tiap tahun.

6. Umur pabrik diperkirakan 10 tahun (depresiasi 10 % per tahun).

7. Kapasitas produksi :

- tahun ke-1 : 60 %
- tahun ke-2 : 80 %
- tahun ke-3 : 100 %

8. Pajak pendapatan :

- Untuk Rp. 0 - Rp. 25.000.000 : 5 %
- Untuk Rp. 25.000.000 - Rp. 50.000.000 : 10 %
- Untuk Rp. 50.000.000 - Rp.100.000.000 : 15%
- Untuk Rp. 100.000.000 - Rp. 200.000.000 : 20 %
- Untuk diatas Rp. 200.000.000 : 35 %

Perhitungan Biaya Operasi (untuk produksi 100%)

- | | |
|---------------------|----------------------|
| 1. Gaji Karyawan | = Rp 3.992.400.000 |
| 2. Biaya Bahan Baku | = Rp 325.666.325.430 |
| 3. Biaya Utilitas | = Rp 44.529.590.577 |



4. Laboratorium	= Rp	547.680.000
5. Pemeliharaan dan Perbaikan	= Rp	1.764.721.018
6. Operating Supplies	= Rp	264.708.153
7. Biaya Overhead	= Rp	3.894.600.509
8. Biaya Pengeluaran Umum	= Rp	22.783.277.651
9. Asuransi	= Rp	8.434.240.533
10. Biaya supervisi	= Rp	547.680.000
11. Biaya Packaging	= <u>Rp</u>	<u>9.000.000.000</u> +
Biaya Operasi Total	= Rp	421.425.223.870

Tabel XI.1. Biaya Total Produksi untuk

kapasitas 60%, 80% dan 100%

Kapasitas	Biaya operasi (Rp)
60%	Rp 252.855.134.322
80%	Rp 337.140.179.096
100%	Rp 421.425.223.870

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi seperti terlihat pada tabel. XI.2. dan tabel XI.3.

Tabel XI.2. Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Tahun Konstruksi	%	Jumlah Rp	Modal Pinjaman (Rp)		
			Bunga	Jumlah	Akumulasi
-2	10	7028533777		7028533777	7028533777
-1	90	63256803997	1405706755	64662510752	71691044530
0			14338208906	14338208906	86029253436

Bunga pinjaman pada akhir masa konstruksi = Rp 14.338.208.906

Modal pinjaman pada akhir masa konstruksi = Rp 86.029.253.436

Tabel XI.3. Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Tahun Konstruksi	%	Jumlah	Modal Sendiri (Rp)		
		Rp	Inflasi 10 %	Jumlah	Akumulasi
-2	100	1,05428E+11		105.428.006.662	105.428.006.662
-1			10.542.800.666	10.542.800.666	115.970.807.328
0			11.597.080.733	11.597.080.733	127.567.888.061

Inflasi pada akhir masa konstruksi = Rp 11.597.080.733

Modal sendiri pada akhir masa konstruksi = Rp 127.567.888.061

Total modal pada akhir masa konstruksi = Rp 213.597.141.497

Tabel Cash flow selengkapnya dapat dilihat pada tabel XI.4.

XI.4.1. Internal Rate of Return (IRR)

Internal rate of return berdasarkan discounted cash flow adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah mencoba-coba harga i , yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut ini :

$$\sum_{n=1}^{10} \frac{CF_n}{(1+i)^n} = \text{total modal akhir masa konstruksi}$$

Keterangan : n = Tahun

CF_n = Cash Flow pada tahun ke $-n$



Tabel XI.5. Discounted Cash Flow untuk nilai i

Tahun ke - n	Actual Cash Flow	TRIAL		TRIAL	
		i = 10%		i = 19%	
		Disc. factor	Discounted cash flow	Disc. factor	Discounted cash flow
0					
1	30214126007	0,9091	27467387279	0,8412	25414849996
2	43086466707	0,8264	35608650171	0,7075	30485681685
3	55958807407	0,7513	42042680246	0,5952	33304352471
4	56797592628	0,6830	38793519997	0,5006	28434132776
5	57636377849	0,6209	35787655990	0,4211	24270809027
6	58475163070	0,5645	33007705109	0,3542	20712691155
7	59313948291	0,5132	30437434090	0,2979	17672558859
8	60152733512	0,4665	28061694123	0,2506	15075630515
9	60991518733	0,4241	25866357836	0,2108	12857812240
10	61830303954	0,3855	23838258773	0,1773	10964189371
Total Modal			3,20911E+11		2,19193E+11
Total Modal Akhir			213597141497		213597141497
Masa Konstruksi					

Dari perhitungan diatas diperoleh harga i = 19% per tahun

Harga i yang diperoleh lebih besar dari pada harga i yang ditetapkan untuk bunga pinjaman yaitu 15%. Hal ini membuktikan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman / tahun sebesar 19%



Tabel XI.6.Rate On Equity (ROE)

Tahun ke - n	Actual Cash Flow	TRIAL		TRIAL	
		i = 10%		i = 34%	
		Disc. factor	Discounted cash flow	Disc. factor	Discounted cash flow
0					
1	30214126007	0,9091	27467387279	0,7448	22502871066
2	43086466707	0,8264	35608650171	0,5547	23899932415
3	55958807407	0,7513	42042680246	0,4131	23118099971
4	56797592628	0,6830	38793519997	0,3077	17475978890
5	57636377849	0,6209	35787655990	0,2292	13207972575
6	58475163070	0,5645	33007705109	0,1707	9980190153
7	59313948291	0,5132	30437434090	0,1271	7539665946
8	60152733512	0,4665	28061694123	0,0947	5694800750
9	60991518733	0,4241	25866357836	0,0705	4300515421
10	61830303954	0,3855	23838258773	0,0525	3246985422
Total Modal			320911343614		130967012610
Total Modal Sendiri			127.567.888.061		127.567.888.061

Dari perhitungan diatas diperoleh harga $i = 34\%$ per tahun

Harga i yang diperoleh lebih besar dari pada harga i yang ditetapkan untuk bunga pinjaman yaitu 15%. Hal ini membuktikan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman / tahun sebesar 34%



XI.4.2. Laju Investasi , Return On Investment (R O I)

$$ROI = \frac{\text{Laba bersih rata – rata / tahun}}{\text{Total Investasi / tahun}} \times 100\% \quad (\text{Peters \& Timmerhaus : 300})$$

$$\text{Laba bersih} = 54.445.703.816 \quad (\text{rata-rata})$$

$$\text{Total investasi} = 213.597.141.497$$

$$\begin{aligned} ROI &= \frac{\text{Laba bersih rata – rata / tahun}}{\text{Total Investasi / tahun}} \times 100\% = \frac{54.445.703.816}{213.597.141.497} \times 100\% \\ &= 25\% \end{aligned}$$

Untuk ROI diatas 9%, maka resiko investasi lebih aman atau investasi dianggap sebagai investasi sehat (Good Investment). (Peters & Timmerhaus : 315)

XI.4.2. Waktu Pengembalian Modal (Payout Time, POT)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi moda sebagai berikut ini :

Tabel XI.7. Perhitungan Waktu Pengembalian Modal

Tahun	Net Cash Flow	Cumulative Cash Flow
1	21.611.200.664	21.611.200.664
2	34.483.541.364	56.094.742.027
3	47.355.882.063	103.450.624.091
4	48.194.667.284	151.645.291.375
5	49.033.452.505	200.678.743.880
6	49.872.237.726	250.550.981.607
7	50.711.022.947	301.262.004.554
8	51.549.808.168	352.811.812.723
9	52.388.593.389	405.200.406.112
10	53.227.378.610	458.427.784.722

Dari tabel di atas untuk TCI = Rp 87.477.293.559

$$\left[\frac{X_2 - X_1}{X_3 - X_1} \right] = \left[\frac{B_2 - B_1}{B_3 - B_1} \right]$$

Dengan X_1 = Rp 56.094.742.027

X_2 = Rp 87.477.293.559

X_3 = Rp 103.450.624.091

B_1 = 2 Tahun

B_2 = i Tahun

B_3 = 3 Tahun



Dengan cara interpolasi diperoleh waktu pengembalian modal = 3 thn

Pengembalian modal Selama = 3 Tahun

XI.4.3. Analisa Titik Impas (Break Even Point, BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

1. Biaya tetap, FC = Rp 17.822.566.638,24

2. Biaya variabel, VC

a. Bahan baku = Rp 325.666.325.429,74

b. Packaging = Rp 9.000.000.000,00

c. Utilitas = Rp 44.529.590.577,01 +

Variabel Cost , VC = Rp 379.195.916.006,75

3. Biaya semivariabel, SVC

a. Tenaga kerja = Rp 3.992.400.000

b. Biaya supervisi = Rp 547.680.000

c. Pemeliharaan & Perbaikan = Rp 1.764.721.018

d. Laboratorium = Rp 547.680.000

e. Operating Supplies = Rp 264.708.153

f. Pengeluaran Umum = Rp 22.783.277.651

g. Biaya Overhead = Rp 3.894.600.509 +

Semi Variabel Cost , SVC = Rp 33.795.067.330

4. Total penjualan , S = Rp 524.863.761.351

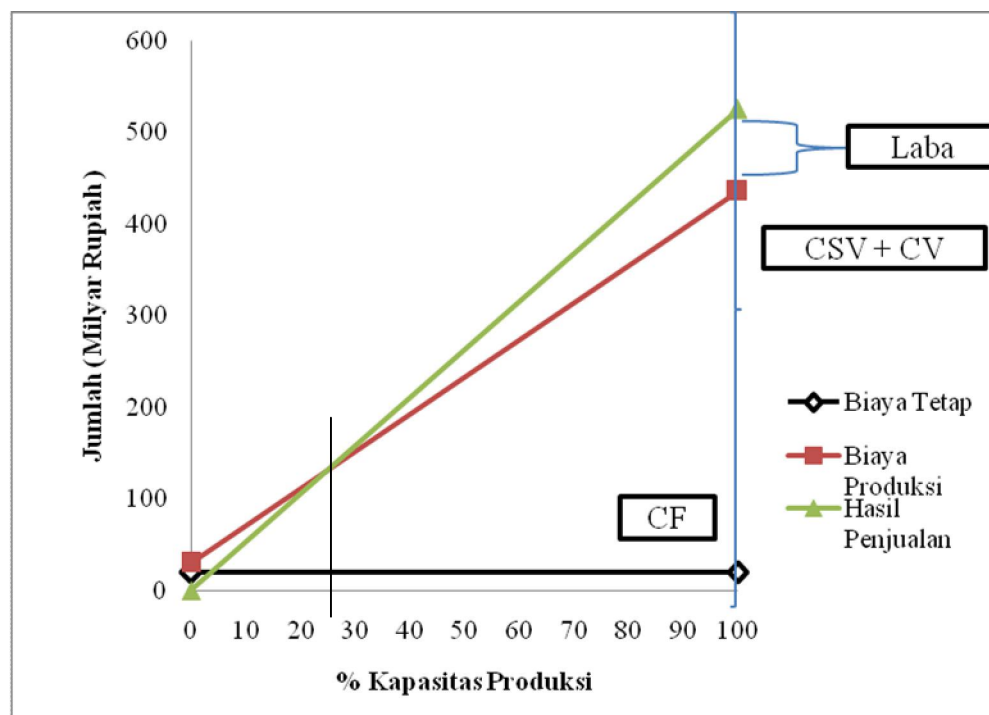
Rumus :

$$BEP = \frac{FC + 0,3 \times SVC}{S - 0,7 \times SVC - VC} \times 100\% = 25 \%$$

Tabel XI.8. Tabel data untuk grafik BEP

Kapabilitas	Milyar Rupiah		
	Biaya Tetap	Biaya Produksi	Biaya Penjualan
0	18	28	0
100	18	432	525

Grafik BEP :





Tipe	%	INVESTASI			Pengalihan Bijuan	Sal Bijuan	Fasil Rejutan	PRODUKSI			LABA			ACTUAL CASH FLOW	NET ACTUAL CASH FLOW	CUMULATIVE NET ACTUAL CASH FLOW
		M&M Studi Bijuan	M&M Bijuan	Instansi T&T				Bayu Ganti Lapaksi	Bayu Ganti	Bayu Ganti	Saluran F&K	Rejutan F&K	Saluran F&K			
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
-2	0	105.030.000	70.035.377	112.455.049												
-1	0	115.90.897.338	71.630.045.3	152.618.33.58												
0	0	127.57.880.8	84.025.46	233.921.41.47		8.002.253.43										
1	60				8.002.253.44	77.463.33.02	34.963.26.81	29.335.69.85	71.460.88	12.91.33.00	35.48.48.72	12.41.92.28	23.07.50.98	30.24.12.07	21.61.10.64	21.61.10.64
2	80				8.002.253.44	68.823.40.74	4.889.00.08	36.883.88.80	71.460.88	11.613.94.24	55.00.94.73	19.35.23.18	39.88.61.66	48.06.46.70	34.483.51.36	30.047.40.7
3	100				8.002.253.44	60.210.47.43	52.867.74.35	43.209.40.95	71.460.88	10.335.04.12	73.95.68.82	23.38.43.57	48.42.12.36	59.683.7.49	47.35.883.67	#####
4	100				8.002.253.44	51.617.553.05	52.867.74.35	43.209.40.95	71.460.88	9.080.70.61	73.361.36.77	25.75.14.73	40.66.82.54	57.97.52.68	48.14.66.78	15.648.311
5	100				8.002.253.44	48.046.57.8	52.867.74.35	43.209.40.95	71.460.88	7.740.63.89	76.65.52.45	27.88.80.78	50.43.72.73	56.63.37.84	48.03.42.43	2.005.311
6	100				8.002.253.44	34.411.70.37	52.867.74.35	43.209.40.95	71.460.88	6.452.14.08	78.66.10.28	27.68.40.08	51.38.55.88	58.45.16.00	48.82.27.75	23.851.311
7	100				8.002.253.44	28.887.74.03	52.867.74.35	43.209.40.95	71.460.88	5.161.75.16	80.25.40.08	28.00.10.89	52.67.34.03	59.39.48.24	50.71.02.97	3.003.311
8	100				8.002.253.44	17.268.80.82	52.867.74.35	43.209.40.95	71.460.88	3.871.36.45	81.54.88.88	28.54.74.45	53.06.12.82	60.52.73.52	51.54.88.16	35.848.311
9	100				8.002.253.44	8.002.253.44	52.867.74.35	43.209.40.95	71.460.88	2.588.87.63	88.88.33.65	28.93.45.04	58.44.91.66	60.91.58.73	52.48.53.30	40.313.11
10	100				8.002.253.44	0	52.867.74.35	43.209.40.95	71.460.88	1.290.48.82	81.18.75.42	29.45.06.82	54.63.68.86	61.80.10.84	53.27.38.60	45.483.311

Pra Rencana Pabrik Isopropylamine dari Hidrogenasi Aceton dengan Katalis Nikel dan Tungsten



BAB XII

PEMBAHASAN DAN KESIMPULAN

XII.1 Pembahasan

Perencanaan Pabrik Isopropylamine ini diharapkan produksinya dapat mencukupi kebutuhan dalam negeri yang pemakaiannya dari tahun ke tahun meningkat, berhasilnya suatu industri tidak hanya terletak pada proses dan peralatan yang modern atau produk yang berkualitas baik, melainkan terletak pada sistem dan cara penanganan yang tepat. Untuk mengetahui sampai dimana kelayakan Pra Rencana Pabrik Isopropylamine , maka perlu ditinjau beberapa hal, antara lain bahan baku, proses produksi, faktor lokasi, manajemen perusahaan dan ekonomi.

XII.1.1 Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan adalah Hidrogen diperoleh dari PT SAMATOR GAS Jawa Timur , sedangkan aceton, dan amonia diperoleh dari CV. SURYA BAKTI MANDIRI Chemical Surabaya Jadi masalah bahan baku dapat dipenuhi dari dalam negeri.

XII.1.2 Proses Produksi

Proses pembuatan Isopropylamine dari Hidrogenasi Aceton dengan Katalis Nikel dan Tungsten tidak terlalu rumit sehingga pengendalian prosesnya tidak banyak kendala.



XII.1.3 Faktor Lokasi

Faktor lokasi pabrik juga memegang peranan penting terhadap berhasilnya suatu industri. Dengan pertimbangan tersedianya sarana dan prasarana yang memadai, serta letak pabrik yang strategis baik dilihat dari lokasi penyediaan bahan baku, Prasung, Sidoarjo, Jawa Timur direncanakan sebagai lokasi pendirian pabrik ini.

XII.1.4 Bentuk Perusahaan

Bentuk Perseroan Terbatas dipilih sebagai bentuk perusahaan dengan dasar pertimbangan fleksibilitas pada kelangsungan jangka panjang pabrik ini. Sedangkan struktur organisasi berupa garis dan staff untuk memberi ketegasan tugas dan wewenang masing – masing karyawan.

XII.1.5 Faktor Ekonomi

Untuk mengetahui kelayakan pabrik ini dari segi ekonomi telah dilakukan perhitungan dengan metode Discounted Cash Flow, karena cara ini lebih akurat serta mendekati kebenaran dengan cara memproyeksikan nilai modal dalam nilai sekarang (present value), dengan memperhatikan perubahan variable ekonomi antara lain inflasi dan bunga bank. Dari perhitungan analisa ekonomi yang telah dilakukan didapat nilai Internal Rate of Return (IRR), Rate On Equity (ROE), Pay



Out Periode (POP) dan Break Even Point (BEP).

XII.2 KESIMPULAN

Berdasarkan uraian pada bab – bab sebelumnya, dapat diambil kesimpulan sebagai berikut :

1. Perencanaan Operasi : 24 jam / hari
2. Proses yang digunakan : 300 hari per tahun
3. Kapasitas Produksi : 30000 ton per tahun
4. Bahan Baku
 - Acetone : 476,0953 kg /jam
 - Amonia : 2870,5223 kg / jam
 - Hidrogen : 2884,6154 kg / jam
5. Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas
6. Struktur Organisasi : Garis dan Staf
7. Jumlah Tenaga Kerja : 150 Orang
8. Umur Pabrik : 10 tahun
9. Masa Konstruksi : 2 Tahun
10. Lokasi Pabrik : Prasung ,Sidoarjo , Jawa Timur
11. Analisa Ekonomi
 - Modal Tetap (FCI) : Rp. 88.236.050.878
 - Modal Kerja (WCI) : Rp. 87.477.293.559
 - Modal Total (TCI) : Rp. 175.713.344.436
 - Internal Rate of Return (IRR) : 19 %



- Rate On Equity (ROE) : 34%
- Return On Investment (ROI) : 25%
- Pay Out Periode (POP) : 3 tahun
- Break Event Point (BEP) : 25 %

Dari uraian diatas, dapat dilihat bahwa baik dipandang dari segi teknik maupun ekonomis pabrik isopropylamine ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Badger, W.L., and Banchero, J.T., 1955, "Introduction to Chemical Engineering", In ted, McGraw-Hill Book Company Inc, N.Y.
- Brownell, L.E. Young, 1959, "Process Equipment Design", John Wiley & Sons Inc., N.Y.
- Faith, W.L., Keyes, D.B & Clark, R.L., 1960, "Industrial Chemical", 4th ed .John Wiley & Sons Inc., New York
- Foust, A.S., 1960, "Principles of Unit Operation 2^{ed}", John Wiley & Sons Inc., New York.
- Geankoplis, C.J., 1983, "Transport Processes and Unit Operations 2^{ed}", Allyn and Bacon Inc., Boston
- Harriot, P., 1964, "Process Control". TMH ed , McGraw Hill Book Company Inc., New Delhi.
- Hawley, G. Gressner., 1981, "The Condensed Chemical Dictionary", 10^{ed}, Van Nostrand Reinhold Company, New York.
- Hesse, H.C., 1962, "Proses Equipment Design", 8th prnt, Van Nostrand Reinhold Company Inc., New Jersey.
- Himmelblau, D.M., 1989. "Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering", 5ed , Prentice-Hall International , Singapore.
- Hougen, O.A., Watson, K.M., 1954, "Chemical Process Principles" , part 1 , 2nd ed. , John Wiley & Sons Inc, New York
- Joshi , M.V., 1981 , "Proses Equipment Design", McGraw Hill Company Ltd
- Kent, J.A., 1983, "Riegel's handbook of Industrial Chemistry " , 8ed , Van Nostrand Reinhold Company Inc., New York.
- Kern, D.Q., 1965 , " Process Heat Transfer", In ted , McGraw Hill Book Company Inc. , N.Y.
- Keppel, I., 1965 , "Process System Analysis and Control " , Int ed , McGraw Hill Book Company Inc. , New York.
- Lamb, J.C. , 1985 , " Water Quality and Its Control " , John Wiley & Sons Inc. , new York.
- Levenspiel , O., 1962 , "Chemical Engineering Reaction " , 2 ed , John Wiley & Sons Inc. , New York.
- Ludwig , 1977 , "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants" , Vol. 1-2 , 2nd ed , Gulf Publishing Co. Houston , Texas

- Maron , Lando , 1974 , “ Fundamentals of Physical Chemistry “ , In ted ,
MaxMillian Publishing Co.Inc. , New York.
- McCabe ,W.L., 1993 , “Unit Operation of Chemical Engineering” , 5th ed .
Int. ed , McGraw-Hill Inc. , New York.
- Othmer ,Kirk., “ Encyclopedia, of Chemical Processing and Design “ ,
Vol.14 , Marcell Dekker Inc., New York.
- Perry , Chilton , 1984 , “ Perry’s Chemical Engineer’s Handbook” , 6th ed ,
McGraw-Hill Book Company Inc., New York.
- Perry , Chilton , 1999 , “ Perry’s Chemical Engineer’s Handbook” , 7th ed ,
McGraw-Hill Book Company Inc., New York.
- Petter, M.S. ,Timmerhouse,K.D., 1959 , “Plant Desgn and Economic for
Chemical Engineering” , 4th ed, McGraw-Hill Book Company
Inc.,N.Y.
- Sherwood, T, 1957 , “The Properties of Gasses and Liquid” , 3th ed ,
McGraw-Hill Book Company Inc., New York.
- Severn ,WH , 1954 , “Steam , Air , and Gas Power” , Modern Engineering
Asia Edition , John Willey & Sons Inc., New York.
- Sugiharto , 1987 , “Dasar-Dasar Pengelolaan Air Limbah” , cetakan
pertama Universitas Indonesia Press ,Jakarta.
- Treybal , R.E. , 1981 , “Mass Transfer Operations”, 3ed , Mc Graw-Hill
Book Company Inc. , New York.
- Ulrich ,G.D. , 1984 , “A Guide to Chemical Engineering Process Design
and Economics” , John Willey & Sons Inc., New York.
- Underwood,A.L., 1980 , “Quantitative Analysis “ , 4 ed , Prentice Hall Inc.,
London.
- Van Ness, H.C., Smith, J.M., 1987 , “ Intoruction to Chemical Engineering
Thermodynamics” , 5ed , McGraw-Hill Book Company , New York.
- Van Winkle ,M. , 1967 , “ Distilation “ , McGraw-Hill Book Company ,
N.Y.
- Wesley,W.E., 1989 , “Industrial Water Pollution Control “ , 2ed , McGraw-
Hill Book Company ,Singapore.